

CEMENT

AND CEMENT MANUFACTURE

THE INTERNATIONAL CEMENT

PRINTED IN ENGLISH

IN DEUTSCH

PUBLIE EN FRANÇAIS

EDITADA EN

ESPAÑOL

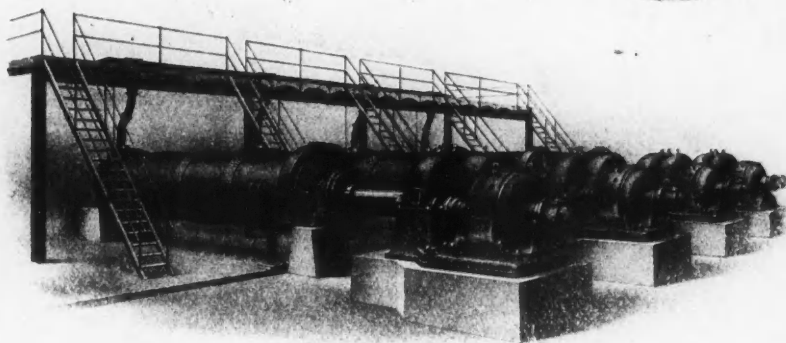
MANAGING EDITOR: H. L. CHILDE.

CONSULTING TECHNICAL EDITOR: S. G. S. PANISSE

IV. No. 7.

JULY 1931

PRICE 2/- MONTHLY



COMPLETE CEMENT - MAKING EQUIPMENT.

The illustration above shows a group of Tube Mills direct driven through cardan shaft, recently erected by us.

We specialise in complete equipment for Cement works on the wet or dry process; machines for lime works; and stone-breaking plants.

Send for free particulars to the address below.

MATERIEL COMPLET POUR CIMENTERIES.

La figure ci-dessus montre un groupe de broyeur actionnés directement, par un arbre à cardan, récemment monté par nous.

Nous sommes spécialisés en matériel complet pour Cimenteries à voie sèche ou humide, machineries pour Usines à Chaux, installations de concassage de pierre.

Ecrire à l'adresse ci-dessous. Tous renseignements seront fournis gratuitement.

VOLLSTÄNDIGE AUSRÜSTUNG VON ZEMENTFABRIKEN.

Die obige Abbildung zeigt eine kürzlich von uns errichtete, durch Kardanwelle direkt getriebene Gruppe von Rohmühlen.

Wir sind Spezialisten für die vollständige maschinelle Ausrüstung nach dem Nass- oder Trockenverfahren für Kalkwerksmaschinen und für Brecheranlagen.

Wegen Einzelheiten frage man bei der untenstehenden Adresse an

INSTALACIÓN COMPLETA PARA FÁBRICAS DE CEMENTO.

El adjunto grabado representa un grupo de molinos tubulares directamente accionados por medio de una junta Cardan, recientemente montada por nosotros. Somos especialistas en instalaciones completas para Fábricas de Cemento sea del sistema seco sea del sistema húmedo, maquinaria para fábricas de cal, instalaciones para quebrantar piedras.

Escribid a la dirección indicada. Se facilitan gratis informes detallados.

ERNEST NEWELL & Co., LTD.

MISTERTON,

DONCASTER,

ENGLAND.

Published by Concrete Publications Ltd., 20 Dartmouth Street, London, S.W.1., England.

COMPLETE EQUIPMENT FOR CEMENT WORKS



ROTARY KILNS SPECIALLY DESIGNED
TO MEET INDIVIDUAL REQUIREMENTS.
GRINDING AND CRUSHING MACHINERY.
AUTOMATIC PACKING MACHINES.
CONVEYORS AND ELEVATORS
FOR ALL PURPOSES.

The illustration on the opposite page shows
one of our many installations.

FOURS ROTATIFS ÉTABLIS SPÉCIALEMENT POUR
RÉPONDRE AUX BESOINS PARTICULIERS.
MACHINERIE DE BROYAGE ET DE PULVÉRISATION.
MACHINES AUTOMATIQUES À EMPAQUETER.
TRANSPORTEURS ET ÉLEVATEURS
POUR TOUS USAGES.

La figure de la page opposée montre une de
nos nombreuses installations.

HORNOS ROTATORIOS ESTUDIADOS ESPECIALMENTE
PARA LAS NECESIDADES DE CADA CASO PARTICULAR.
MAQUINARIA DE TRITURACIÓN Y MOLIDO, MÁQUINAS
ENSACADORAS AUTOMÁTICAS.
TRANSPORTADORES Y ELEVADORES,
PARA TODA CLASE DE APLICACIONES.

El grabado de la página de enfrente representa
una de nuestras muchas instalaciones.

BESONDERS KONSTRUIERTE DREHÖFEN, UM INDIVIDUELLEN
ANFORDERUNGEN ZU ENTSPRECHEN.
MÜHLEN UND BRECHER.
AUTOMATISCHE PACKMASCHINEN.
TRANSPORTEURE UND ELEVATOREN
FÜR ALLE ZWECKE.

Die Abbildung auf der gegenüberstehenden
Seite zeigt eine unserer vielen Anlagen.

F.L. SMIDTH & CO., LTD.
ENGINEERS
VICTORIA STATION HOUSE · VICTORIA STREET
LONDON · S.W.1

C E M E N T

AND

CEMENT MANUFACTURE

THE INTERNATIONAL FOUR-LANGUAGE CEMENT JOURNAL

MANAGING EDITOR: H. L. CHILDE. CONSULTING TECHNICAL EDITOR: S. G. S. PANISSET.

ENGLISH SECTION

PUBLISHED BY CONCRETE PUBLICATIONS LIMITED,
20, DARTMOUTH STREET, WESTMINSTER, LONDON, S.W.1, ENGLAND.
Published on the 20th of each Month. Price 2s. a copy. Annual Subscription 24s. post free.

PARTIE FRANCAISE	PAGE 799
DEUTSCHER TEIL	SEITE 823
SECCIÓN ESPAÑOLA	PÁG 847

Further Observations on the False Setting of Cement.

The following is a further contribution from Mr. Frederick Whitworth, of Brussels, on the subject of false set. His previous letter appeared in our number for April, 1930.

SIR,—I should like to make a few observations on the very interesting article by V. M. Anzlovár in your April, 1931, issue "Mill Temperature and the Setting Time of Cement."

In the first place Mr. Anzlovár confirms a fact which has been reported by many other investigators that certain cement, usually containing a somewhat smaller amount of gypsum than is usual, will under certain conditions of storage develop quick setting properties. It has been found further that on continued aeration these cements return to normal setting times; I have verified this on a number of occasions.

This phenomenon has been stated to have been caused by any free lime becoming carbonated in contact with the air and rendered less readily soluble; the influence on the setting process is delayed, resulting in quicker setting times. On further aeration it appears possible that the free lime becomes slaked and that some of the high lime aluminates are hydrated by air moisture,

(759)

581146
305655

also any dehydrated gypsum may again become hydrated with the result that the setting process is again influenced and the setting again becomes slow. I would suggest that something analogous to this happened with the practice at one time in vogue of blowing steam into the tube mill with the object of regularising the setting time. It has been claimed that this process reduced the strength of the cement, on what grounds I do not know.

Mr. Konyanagi reports experiencing no more trouble due to false sets after he had reduced his gypsum content to .9 to 1.2 per cent. SO^3 equivalent, in spite of high mill temperatures; Mr. Anzlovar apparently claims that this quantity of gypsum may be below the optimum quantity, thus accounting for such cements becoming quick setting after storage. It would appear from the foregoing that the optimum quantity of gypsum will vary for different conditions of the same cement and that, in fact, this quantity cannot be given any fixed value. I am inclined to believe that under the most favourable conditions a quantity much less than would usually be considered the optimum quantity would suffice to render the cement slow setting.

It would be of interest and importance to the discussion to know exactly under what conditions the samples referred to by Mr. Anzlovar were stored, or if they were taken from bulk. I may say in passing that many works have for years been manufacturing cement in which the quantity of gypsum did not exceed 1.2 per cent. SO^3 equivalent and no trouble has been experienced in using these cements after storage. I am convinced that small laboratory samples do not always mature in the same time-manner as the cement in bulk. I would here mention from personal experience that the only cements I have known to behave in this manner are cements manufactured by the dry process, although I do not at present see that this has any bearing and it would be interesting to have observations from some of your correspondents (the cements I refer to were of fairly normal composition).

The question therefore remains as to why Mr. Konyanagi experienced no further trouble with false sets after he had reduced his gypsum content and I may say that he is certainly not alone in his contention that higher gypsum contents, in conjunction with high mill temperatures, produce more pronounced false sets.

This is not explicable by assuming that the slightly greater quantity of gypsum absorbs the excess water, as these cements give false sets even when mixed with an excess of water greater than could be absorbed by the extra quantity of gypsum; moreover, these false set masses on lightly thumbing will immediately show an excess of water on the surface. It also cannot be explained as due to a quicker concentration of Ca and SO^4 ions as, with less gypsum present, this concentration could not possibly be reached sooner; on the other hand, it would probably be much later, assuming as we must that the gypsum was as extensively dehydrated in both cases. Neither can the phenomenon be put down to rise in temperature, as Mr. Anzlovar states; for the rise of temperature is slight, and I seldom find an increase of more than 2 to 3 deg. C. during the false set and this is well within laboratory temperature changes.

I have previously suggested in this journal that these false sets may possibly be caused by a portion of the gypsum, having been dehydrated during grinding, crystallising out in the mass and the crystals interlocking with sufficient cohesion to hold up the setting time needle, the cement itself continuing a normal set. I would qualify this by saying that possibly some of the higher limed

compounds may also exert an influence on the set and would suggest that these latter represent a very small quantity for the reason that, when false set cements are re-gauged after the false set has been allowed thoroughly to develop, and without the addition of further water, they show no loss of strength.

It has been reported by many investigators that false set cements, when re-gauged after the lapse of a considerable time, up to 45 minutes in some cases, actually show an increase of strength; this, I believe, is common to most cements. This latter fact may be explainable by the possibility of a certain evaporation of the mixing water, so that at the time of compression into the mould the cement contained a smaller amount of water than was present in the original mix, under these conditions an increase of strength is possible providing the setting of the cement has not proceeded too far. On the other hand it may be due to the fact that the water has penetrated more deeply into the cement particles and that the gelatinous layer surrounding them was deeper at the time of compressing the concrete into the mould. A further study of this subject would be of great interest and may have some bearing on volume changes and impermeability of set concrete.

I am assuming here and for all this discussion that the term "initial set" is an empirical point, of use for practical purposes, but not existing in fact. I am inclined to the opinion that the normal setting of cement is probably a continuous process without any fixed points (such as the recalescence points of cooling steel, for example), or that if such points exist, they are not such as are determined by the present setting-time tests.

Probably the influence of high lime compounds, which would be more prominent in lightly burnt clinker, account for the fact recorded by Messrs. Anzlovar and Mehta that well burnt clinker is not so subject to false setting as lightly burnt clinker. Nevertheless, many thoroughly burnt clinkers show this false set when the grinding temperature has been high, as is proved by the fact that false setting cements have become more common since the introduction of rapid-hardening cements and cements with a high lime-content and these cements must be well burnt to avoid expansion.

Mr. Mehta reports a false set of ten to fifteen minutes losing its cohesion and allowing the setting-time needle to penetrate entirely afterwards. I have also noted a weakening of the false set upon occasions and at first thought it might be due to the mass having received shocks or vibration sufficient to disturb the crystal structure but have since considered that it was possibly due to some new concentration of the liquid weakening the crystal bond. It would be interesting to know the percentage of gypsum present and grinding temperatures when this occurs. It was not my intention to suggest in my previous article, referred to by Mr. Anzlovar, that the retardation of setting depends solely on the SO_3 in solution in the liquid. The process of setting of cement has been the subject of endless study and innumerable experiments without, I believe, any absolutely unanimous opinions having been reached, which is not surprising when one considers the incomplete union of the acid and basic constituents and the possible complexity of the composition of Portland cement.

From various observations I came to the conclusion that the false set of cement was a process for the most part distinct from the normal setting and the facts noted by various observers appeared to be fairly well answered by the theory of a separate crystallisation of the dehydrated gypsum in the cement.

Before concluding I should like to make the following observations on the practical aspect of this question from the point of view of manufacture and use:

- (1) The false set does not in any way impair the quality of the cement and may be considered as harmless for all practical purposes if care is taken to see that at the time of placing of the concrete it is in a sufficiently plastic condition to fill the voids.
 - (2) It is unwise to reduce too much the gypsum content to eradicate the false set as this may induce other setting difficulties. From experience I should suggest that from 1.5 to 2.0 per cent. SO_3 equivalent should be sufficient for almost all cements.
 - (3) It is useless and dangerous to attempt to eradicate the false set by increasing the quantity of gypsum (this, I know, has on occasions been done): the British Standard limit of 2.75 per cent. SO_3 should never be exceeded.
-

Canadian Cement Output.

The output of Canadian cement for 1930 was 1,851,811 tons of which Quebec produced 44 per cent., Ontario 36 per cent., Manitoba 9 per cent., Alberta 5 per cent. and British Columbia 6 per cent. The output for the previous year was 2,047,347 tons.

Egyptian Cement Imports.

Imports of cement into Egypt during 1930 amounted to 192,304 tons.

Proposed Australian State Cement Works.

The official organ of the New South Wales Master Builders' Association states that the State Government is considering the establishment of a cement works as a State undertaking on certain crown lands which contain rich limestone deposits.

Japanese Cement Sales Association.

We are informed that a central cement sales organisation is to be established in Japan to control district sales associations and adjust their marketing quantities.

Turkish Cement Imports.

Imports of cement into Turkey during 1930 amounted to 60,079 tons, as compared with 52,626 tons for the previous year.

Michigan State Cement Works.

We learn that the Michigan State authorities have approved the sale of the State cement plant.

Uruguayan Cement Monopoly.

The Government of Uruguay is considering the creation of a State monopoly on cement as a means of balancing the budget.

The Measurement of Small Particles.

By W. L. GADD, F.I.C

UNTIL recently the size of small particles of powdered material has generally been expressed as the proportion passing through certain sieves, although elutriators using either air or liquids have now come into use in some industries owing to the difficulties in the manufacture and use of very fine sieves.

It has now been recognised, however, that something more is required and that it is necessary to know the dimensions of the particles, or at least their limitations, and their average size. This has proved particularly important in regard to Portland cement because the value of cement as a constructive material depends very largely on the proportion of the finest and hydraulically most active particles, the hydration of which gives rise to the setting and hardening properties of the material. Portland cement clinker as delivered by the rotary kiln has no hydraulic properties, and it is only after it is ground to fine powder that the enormously increased surface exposed enables the particles to hydrate in water.

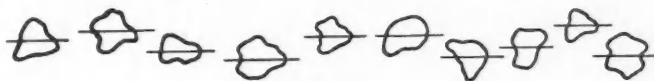


Fig. 1.

Accurate measurement of the surface of a powder is practically impossible by reason of the varied shapes assumed by different kinds of crushed and ground particles; but comparative figures may be obtained by measuring the mean linear dimensions of a number of them. The true mean diameter of microscopic particles is extremely difficult to determine as it involves measurement in three dimensions, and it is difficult to measure the thickness of a minute particle under the microscope with even reasonable accuracy. The length, breadth, and thickness of comparatively large particles can be measured by turning the pieces over with fine forceps. A number of coal particles measured in this way were found to have a mean diameter very nearly equal to the arithmetical mean obtained by a method to be afterwards described. Particles of cement grit of a size passing a sieve of 10 meshes per linear inch but retained on a 14 mesh sieve were roughly ellipsoidal in shape, and the mean diameter $\sqrt[3]{L \times B \times T}$ was found to be 4 per cent. smaller than the average diameter as measured in one plane.

The shape of microscopic particles of coal or cement, however, is quite different from that of the coarse grits referred to above, being largely composed of thin flakes and splinters which tend to lie upon their flatter sides and have relatively very little thickness. Therefore it cannot be assumed that the relation of thickness to length and breadth in the larger particles will hold good for the smaller. The foregoing relates to particles of a mean linear dimension of 10μ to 20μ . The finest particles of cement as commercially ground are of the order of 1μ , and the tendency of these is to assume a nearly spherical shape. Various methods of computing the average diameter of small particles have been employed based on linear measurements, on

surface or volume, and on the weight of fractions of different particle diameters. The term average diameter or average particle size can only strictly be applied to the value of $\frac{\sum nd}{\sum n}$.

The method of obtaining this average adopted by the Research Department of the Associated Portland Cement Manufacturers, Ltd., is as follows: The powder to be examined is lightly scattered on a microscope slide and examined by a two-thirds or one-sixth objective, as required. The microscope eye-piece is fitted with a micrometer scale which is calibrated by means of a stage micrometer in 1/10 and 1/100 mm. Beginning at one corner of the slide, the diameters of the particles are measured in one direction only, without

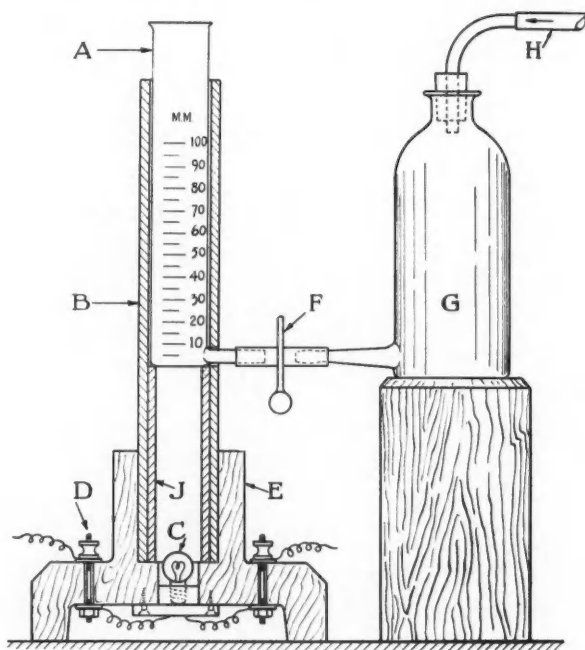


Fig. 2.

reference to the orientation of the particles, on a line dividing each particle into two apparently equal areas (see Fig. 1). Having worked across the slide, it is moved up slightly and another line of particles measured in the same way. Usually from 500 to 1,000 particles are thus measured and the average diameter is obtained by dividing the sum of the measurements by the number of particles measured. Given a sufficient number of measured particles, the law of averages equalises their orientation and two or more operators will obtain almost exactly the same result when working on different portions of a sample.

When large numbers of powders (e.g., cement flours) have to be examined the microscopic measurement of individual particles is tedious and occupies considerable time. To obviate this, an instrument called the "Obscuro-meter" was developed. This instrument is illustrated in Fig. 2.

The apparatus consists of a metal tube (B) mounted in a wooden block (E) which carries the small electric lamp (C) in the base. Tube (B) has a longitudinal slot with a right-angle turn at the bottom to accommodate the side tube of the glass tube (A), which rests on an internal collar. The distance from bottom of (A) to the lamp is about 4 inches. The measuring tube (A) is a glass cylinder, 6 in. long, $\frac{4}{5}$ in. internal diameter, with flat, ground, and polished bottom, and is fitted with a small side tube close to the bottom. It is graduated in millimetres of length up to 10 cm. Bottle (G) is an ordinary small aspirator bottle (150 cc. capacity) fitted with a rubber cork and flexible blowing tube (H). This bottle is connected with the side tube of (A) by rubber tubing closed by a spring clip (F).

A definite volume of the powder is shaken up with a suitable viscous liquid and the suspension poured into bottle (G). This is attached to tube (A), the spring clip opened, and the liquid blown gently into (A), in which it slowly rises. As soon as the filament of the lamp is seen to disappear entirely from sight (looking into (A) from above) the spring clip is closed, and the height of the column of liquid in (A) read with a lens. The standard "normal suspension" consists of 0.5 gram of finely-ground quartz sand suspended in 100 cc. of clear sugar solution (150 grams pure cane sugar in 100 cc. H_2O). Any transparent viscous liquid which will hold the particles in suspension may be employed, and sugar solution is suitable for sand, coal, or other particles not affected by sugar or water. The most suitable medium for cement is viscous medicinal paraffin (extra high viscosity, as supplied by The British Drug Houses, Ltd.).

As a "normal suspension" contains always the standard volume of powder, the weight taken differs with the material examined. Quartz sand has a density of 2.65 and fresh cement a density of 3.15. Hence to make a "normal suspension" of cement the weight taken is:

$$\frac{0.5 \times 3.15}{2.65} = 0.5943 \text{ gram.}$$

Thus 0.5943 gram of fresh cement suspended in 100 cc. clear viscous paraffin is a "normal suspension" of cement. Similarly, a "normal suspension" of coal dust (density 1.40) would be:

$$\frac{0.5 \times 1.4}{2.65} = 0.2641 \text{ gram in 100 cc. liquid.}$$

The suspension of cement, coal, and other particles is assisted by first slightly moistening the powder with suitable liquids before adding the viscous medium, e.g., just wetting cement with two or three drops of dried paraffin oil assists the suspension in the thick paraffin, while coal dust can be wetted with alcohol before mixing with sugar solution.

The instrument works best when the height of the column in tube (A) is between 3 cm. and 5 cm., and the concentration should be arranged to give a column height between these limits. A "normal suspension" of very fine particles may give an obscuring height of 1 cm. or less and the range between visibility and invisibility of filament is then too small for accuracy. In these

cases less cement is taken so as to make a $\frac{\text{Normal}}{2}$, $\frac{\text{Normal}}{3}$ or $\frac{\text{Normal}}{4}$

suspension. For larger particles a normal suspension which gives a column height of more than 5 cm., 2 Normal, 3 Normal, etc., may be used, but in any case the height of column read off in tube (A) must be corrected to normal by dividing in the former case and multiplying in the latter.

For example:

- (1) Cement $\frac{N}{2} \frac{0.5943}{2} = 0.2971$ gram cement in 100 cc. thick paraffin.

Obscuration height in tube (A) = 2.50 cm.

Corrected to Normal = $\frac{2.5}{2} = 1.25$ cm. normal height.

- (2) Sand $2N = 0.5 \times 2 = 1$ gram in 100 cc. sugar solution.

Obscuration height of column in tube (A) = 5.65 cm.

$5.65 \times 2 = 11.20$ normal height.

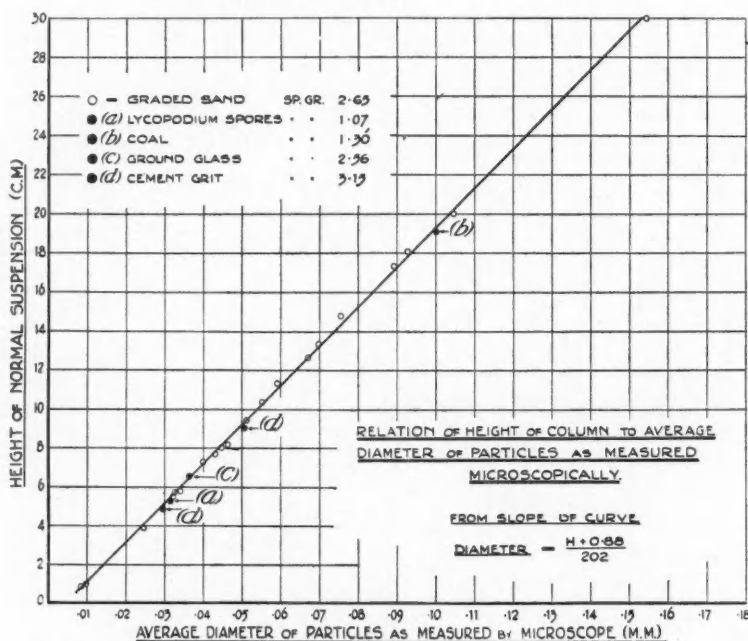


Fig. 3.

The average diameter of the particles is found from the normal height of the obscuration column in cm. by the formula $\frac{H + 0.88}{202}$ which is derived from the slope of a straight-line curve connecting H /diameter. Thus in the examples given the average diameters of the cement and sand would be

$$(1) H = 1.25 \text{ cm. } \frac{1.25 + 0.88}{202} = 0.0105 \text{ mm.}$$

$$(2) H = 11.20 \text{ cm. } \frac{11.2 + 0.88}{202} = 0.0598 \text{ mm.}$$

This formula applies to such diverse materials as coal, cement, sand, powdered glass, and vegetable spores. The indications given by the instrument are not affected by the brightness of the lamp (C), which need not be standardised. The temperature of the paraffin or other viscous medium used should be between 15 and 18 deg. C.

The instrument was originally calibrated with a number of samples of quartz sand ground to different degrees of fineness, the height of the obscuring column being plotted against the mean linear dimensions of the particles obtained by measuring 1,000-2,000 such particles under the microscope. The applicability of the instrument to other substances was also demonstrated with samples of ground coal, glass, and cement, and also with natural vegetable spores.

From the graph shown in Fig. 3 it will be seen that the plotted points all fall very nearly upon a straight line connecting the height of a normal suspension with the mean linear dimensions of the particles as measured microscopically.

The use of the instrument is limited by the size of particle that can be held in suspension without falling through the liquid. Therefore it is not suitable for particles of cement larger than are retained upon a sieve of 200 meshes per linear inch. Residues on this and coarser sieves are usually measured microscopically in the manner indicated in the early part of this article.

German Cement Company Reports.

The following profits and dividends have been declared for 1930 (the figures in brackets are the corresponding profits and dividends for the previous year): Portlandcement und Kalkwerke "Elsa" A.G., RM 345,987, 10 per cent. (RM 240,701, 7 per cent.); Vorwöhler Portlandcement Fabrik, A.G., RM 82,851, 6 per cent. (RM 216,000, 12 per cent.); Vereinigte Harzer Portland-Cement und Kalkindustrie, RM 156,000, 5 per cent. (RM 289,000, 10 per cent.); Portland-Cementwerke Hoxter Godelheim A.G., dividend nil (nil); Portland Cementwerk Schwanebeck A.G., RM 125,000,* nil (RM 85,641,* 7 per cent.); Sachsisch-Bohmische Portland Cementfabrik, RM 17,164, nil (RM 16,885, nil); Portland Cementfabrik Saxonia A.G. vorm Heinr. Laas Sohne, 5 per cent. (10 per cent.); Schlesische Portlandcement Industrie A.G., RM 2,534,515, 8 per cent. (RM 3,552,571, 12 per cent.); Finkenbergr A.G. für Portlandcement-und-Wasserkalkfabrikation, RM 43,000, 6 per cent. (RM 75,000, 10 per cent.); Norddeutsche Portland Cementfabrik Misburg A.G., RM 390,000, 7 per cent. (RM 500,000, 14 per cent.); Portland Cementfabrik "Stadt Oppeln" A.G., RM 157,391, 7 per cent. (RM 300,000 12 per cent.); Portland Cementfabrik Karlstadt-am-Main A.G., RM 563,241, 7 per cent. (RM 882,406, 10 per cent.); Wunstorfer Portland Cementwerke A.G., RM 105,050, 5 per cent. (RM 187,000, 9 per cent.); Bayerisches Portlandcementwerk Kiffersfelden A.G., RM 100,000, 6 per cent. (RM 120,000, 8 per cent.); Portland Cementfabrik "Germania" A.G., RM 516,930, 7 per cent. (RM 1,030,000, 14 per cent.).

* To depreciation.

Modern Turkish Portland Cement Plant with Rotary-Grate Shaft-Kilns.

By HORST LAEGER.

THE municipality of Ankara (the new capital of Turkey) built its first small cement works on the rotary-grate shaft-kiln system in 1924, and due to the success of this works it was decided to build a larger works at Zeytin Burnu, near the sea and about 8 km from Istanbul. This new plant, known as the Türk Cimentosu ve Kireci, was built in 1929-30.

With the experience of the shaft-kiln system at Ankara, the rotary-grate shaft-kiln was chosen for the new works. In Germany and elsewhere cement-plants of from 250 to 300 tons daily output work economically on the rotary-grate shaft-kiln system, which is less costly in buildings and operation and more adaptable to requirements, so that the economy must be still greater in



Fig. 1.

countries less industrially developed. The advantages of this system may also apply, depending on local conditions, to larger plants up to 5000 barrels per day and more.

Turkey still imports considerable quantities of cement, but the yearly consumption might be assumed to be at least 250,000 tons per annum. So far there are six cement plants in the country with an annual production of about 220,000 tons including the new plant at Zeytin Burnu which has a yearly output of about 80,000 tons.

In view of the favourable site it was possible to submit a design on the automatic rotary-grate shaft-kiln system taking account of the latest developments in cement manufacture.

The raw materials, limestone and clay, are conveyed from the quarry to the

works, a distance of about 2 km., by cable cars. The limestone is fed to the hammer-crusher by a pan-conveyor and the clay into the cylindrical body of a clay-cutting apparatus, discharging the disintegrated clay on to a belt-conveyor leading to the rotary drier while the bucket-elevator behind the limestone crusher discharges into a bin from which the limestone is fed to the limestone drier. The compound mills for raw material and clinker have a diameter of 6 ft. 8 in. and a length of 40 ft.; they are both steel-lined 3-chamber "Record" mills supported on trunnion bearings at both ends. The special speed-reducer and the

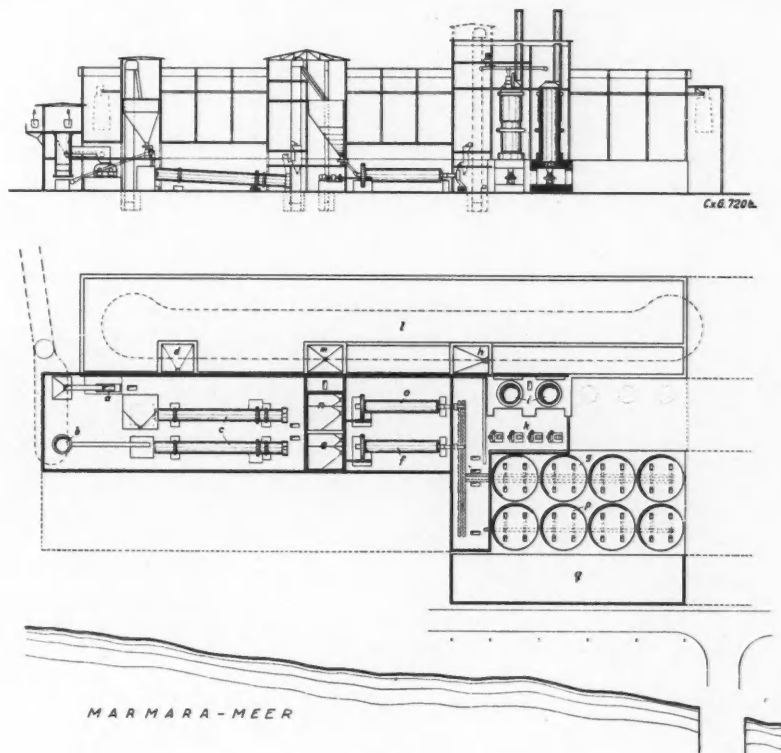


Fig 2.

motors are in a separate room underneath the feed-bins. The mills are placed parallel, and the conveyors designed so that the raw-meal mill may also be used for grinding cement. From the raw mill the ground material is conveyed to one of the four raw-meal bins, each of 1000 tons capacity. The four cement bins, of the same size, are adjacent, the same concrete foundation supporting all these bins.

Two bucket elevators and two spiral conveyors above and below the raw-meal bins allow for the simultaneous filling of one bin, the mixing of the contents of a second bin, and the discharge of the contents of a third bin into the boot

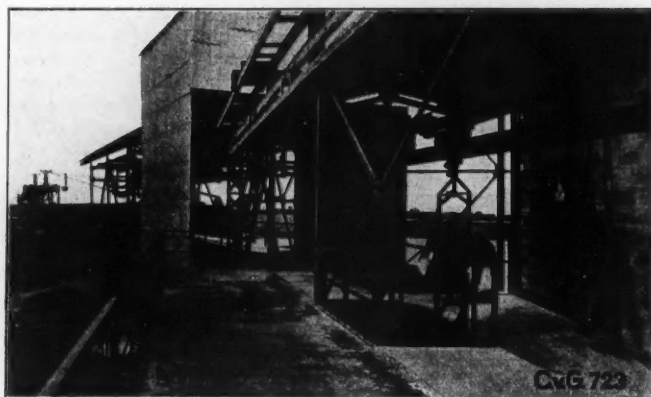


Fig. 3.

of a bucket-elevator receiving also the fuel arriving from the fuel-bin. A rotating table-feeder for the fuel and an adjustable spiral feed-conveyor with overflow, both driven electrically and controlled by the burner from the top of the kiln, serve for adjusting the composition of this mixture.

The mixture is conveyed by the bucket-elevator into the mixing and moistening conveyor, and then by means of a belt into presses in front of each kiln. These presses discharge the compressed material directly upon a distributing device inside the hood of each kiln. The high-capacity kilns differ from automatic shaft-kilns of older types only in a few details of construction while the

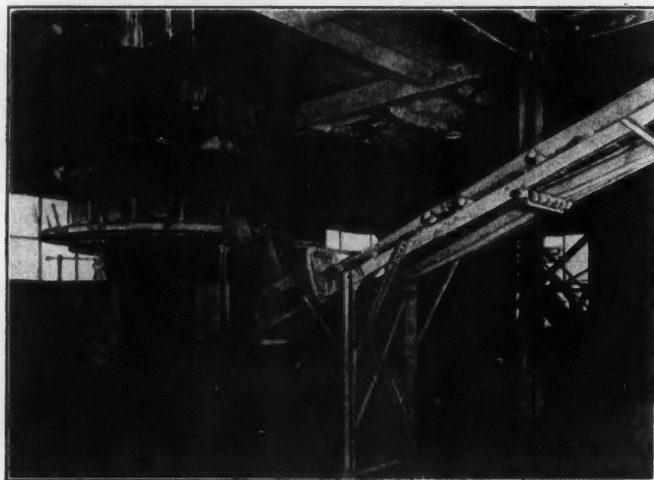


Fig. 4.

principal dimensions have been generally maintained. The sheet-iron mantle surrounding the entire height of the kiln of about 31 ft. (the interior diameter is nearly 9 ft.), is lined only with a single layer of dynamidon bricks and rests upon a concrete support in the interior of which the rotary grate closing the bottom of the kiln-shaft is mounted with its entire driving mechanism. The latest improvements, which increase the output of the kiln from between 40 and 50 tons daily to over 100 tons, consist largely in the better distribution of the forced air-draught which in the older kilns was introduced only directly below the rotary grate; in the present improved construction the air is fed partly below the grate and partly just below the burning zone. The advantage of comparatively low power consumption is combined with more rapid burning, easily controllable so as to be maintained always at the same level. Adherence of the burnt material to the kiln-lining is prevented by the cooling effect on the lining of the outside atmosphere obtained by a jacket surrounding the

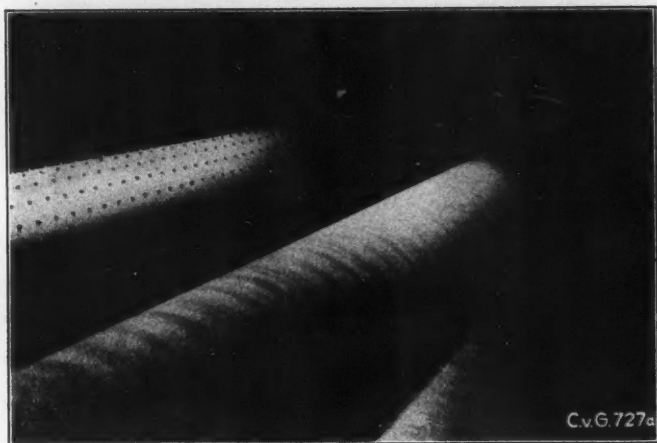


Fig. 5.

burning zone through which the air has to pass before it is introduced into the kiln just below the burning zone. This arrangement also improves the heat consumption of the burning process by absorbing heat which would be otherwise lost by radiation and reintroducing it into the kiln. In this way less than 17 per cent. of anthracite tailings, with about 12,500 B.T.U., have been consumed in the clinker production on an average over a run of six months at Zeytin Burnu or a ratio of 6 to 1.

There are two fans to each kiln for supplying this air-pressure, both mounted on the ground level and driven by direct-coupled motors. The construction and the size of these fans are of great importance, because the volume of the interior of the kiln has practically remained the same as in older types, but the velocity of the material passing through the kiln has been more than doubled, thus increasing the speed of the burning process.

The rotary grate is also driven by a direct-coupled motor with intermediate worm-gear drive and a four-step switch-gearing for adjusting the speed of rotation. The bucket discharge device, consisting in its present improved form

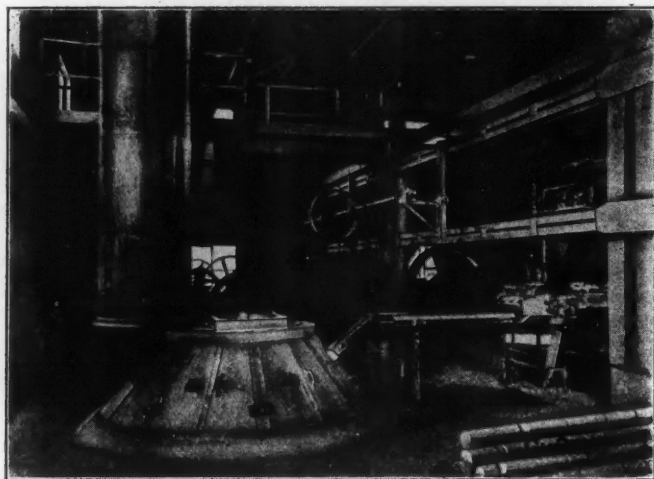


Fig. 6.

of three spherical buckets, operated in succession, in a cast-iron casing, is also driven by a direct-coupled motor. The clinker drops into an excavation in front of the kilns, from whence it is taken to the clinker storage. The clinker storage forms part of a store-room partly roofed and adjacent to the other buildings. This forms the store for all the raw-materials and clinker, and allows for convenient and cheap handling. This method of storing materials is a feature of all rotary-grate shaft-kiln cement works; the long store may be served by a travelling crane or, as in the present case, by an electric mono-rail system, and requires only one man for the entire conveying apparatus. At one end the coal for the rotary driers may be stored. Then follows the storage for the anthracite, to be conveyed to a feed-hopper serving the kilns. Close to the latter is the clinker excavation from which an automatic grab

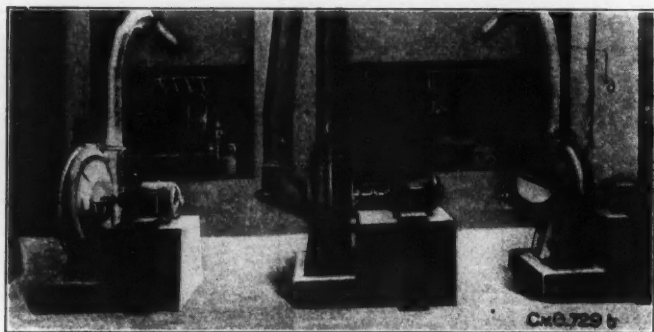


Fig. 7.

takes the clinker for distribution over the clinker-storage, while the seasoned clinker is taken by the same means to the feed-hopper serving the clinker-crusher. The capacity of this grab is such that all these operations can be carried through successively. The bin capacities at the various points are calculated to provide a reserve in case the conveying system from the storage to the works has to be stopped, while between the kilns a bucket-elevator is arranged to take away the clinker which by means of a swinging chute can be distributed over part of the clinker storage.

The bagging department is provided with automatic bagging and weighing machinery for use with jute or paper bags.

The chief market of the cement works is in the immediate neighbourhood, and a large part of the cement production is despatched direct to consumers

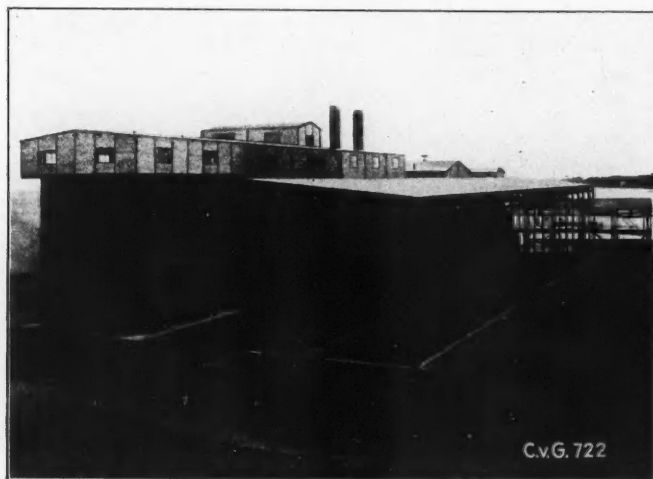


Fig. 8.

by lorries; the works is also favourably situated for other transport, having direct water and railway connections.

Nearly everywhere the drives are by separate direct-coupled motors, and the number of different types of motor has been reduced as far as possible. Feeders, elevators, and conveyors are also all of the same type. The possibility of enlarging the plant without reconstruction is provided for in each department. Enlargement of any part of the plant can take place directly adjacent to the present buildings.

The two kilns produced during the first six months of operation 260 to 270 tons daily. The "Record" raw mill is reported to have produced 26 tons per hour to 3 per cent. residue on the 180 sieve, while the cement-mill has an output of 17 tons per hour with 6 per cent. residue on the 180 mesh sieve. The total power consumption averages 72 kWh per ton of finished cement. Within nine months from the commencement of building operations the works was completely finished and has since been in continuous operation.



Fig. 9.

The complete works was built to the design of the Curt von Grueber Maschinenbau A.G., Berlin, who not only supplied and erected the cement-making machinery but also the whole of the constructional steelwork, bins, roofings, etc. The total cost of the works ready for operation, without the site and the quarry, amounted to about £1 5s. 0d, per ton of the yearly production, or a total of about £100,000. Outside the quarry and the bagging and despatch departments, only between ten and twelve men per shift are employed.

Fig. 1 is a general view of the works; Fig 2 is a plan and longitudinal section: a, crusher; b, clay breaker; c, drier; d, coal feed bin; e, limestone and clay feed bins; f, raw compound mill; g, raw meal bins; h, coke bin; i, rotary-



Fig. 10.

grate shaft kilns; k, high-pressure fans; l, coal, clinker, and gypsum store; m, clinker bin; n, clinker and gypsum feed bins; o, clinker compound mill; p, cement bins; q, packing room. Fig. 3, cableway from quarry; Fig. 4, clay-cutting plant; Fig. 5, compound mills; Fig. 6, presses above kilns; Fig. 7, discharge and fan equipment; Fig. 8, clinker, gypsum and coal storage; Fig. 9, electric monorail; Fig. 10, packing room.

Cement Company Reports

The following profits and dividends have been declared for 1930 (the figures in brackets are the corresponding profits and dividends for the previous year): Soc. Erste Nederlandse Cement Industrie, Holland, 602,689 fr. (470,000 fr.); Beocsiner Cementfabrik Union A.G., Hungary, 21 $\frac{3}{4}$ per cent. (21 $\frac{3}{4}$ per cent.); Indian Cement Company, India, 3,84,087 Rs., 6 per cent. (4,01,661 Rs., 7 per cent.); Bundi Portland Cement, Ltd., 7,97,624 Rs., 12 $\frac{1}{2}$ per cent. (7,76,429 Rs., 12 $\frac{1}{2}$ per cent.); Soc. des Chaux, Ciments et Matériaux de Construction au Maroc, Morocco, 3,967,984 fr. (nett), 15 fr. (gross) (2,532,277 fr., 15 fr.); A.S. Dalen Portland Cementfabrik, Norway, Kr. 388,016 (Kr. 367,155); Slite Cement and Kalk A.B., Sweden, Kr. 25,000, nil (Kr. 64,958, nil); S.A. Turque des Ciments d'Anatolie, Turkey, £T52,756; Soc. Nord Africaine des Ciments Lafarge, Algeria, 2,144,995 fr., 20 fr.; Soc. Financière des Ciments, Belgium, 1,379,279 fr., nil (1,344,987 fr., nil); Soc. Générale de Ciments et Matériaux, Belgium, 423,881 fr., nil (454,367 fr., nil); S.A. des Ciments Portland et Carreaux, Belgium, 277,538 fr.

A Comparative Study of the Portland Cement Industry in the United States of America, Canada, and the United Kingdom.—VI.

By HAL GUTTERIDGE, A.M.I.Mech.E., M.I.E.I.

The Kiln.

THE kiln is probably more capable of improvement than any other cement-making plant, and the directions in which it has been, and is likely still to be, improved in each of the three countries under consideration will now be discussed.

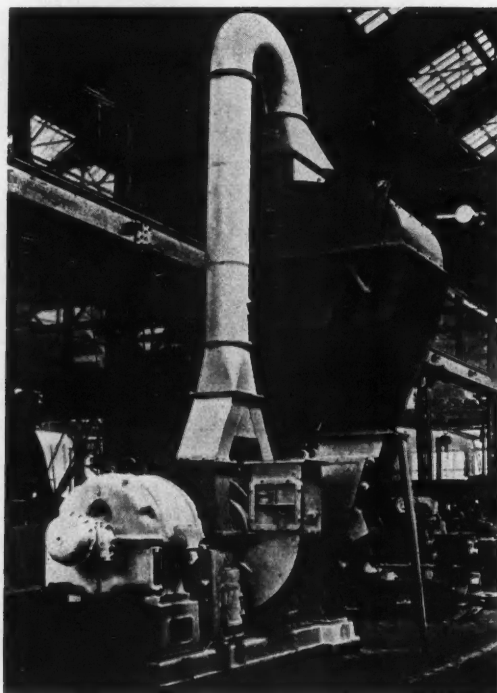


Fig. 1.

The most important direction is in the more complete combustion of the fuel, whether it be coal, gas or oil. Improvements in this direction when burning coal have been the finer pulverisation of the coal and the greater regularity of its supply to the kiln due to improved pulverising units. Of the two systems of pulverising units used in connection with cement kilns, namely, the "central" system in which the coal is pulverised in a separate station and

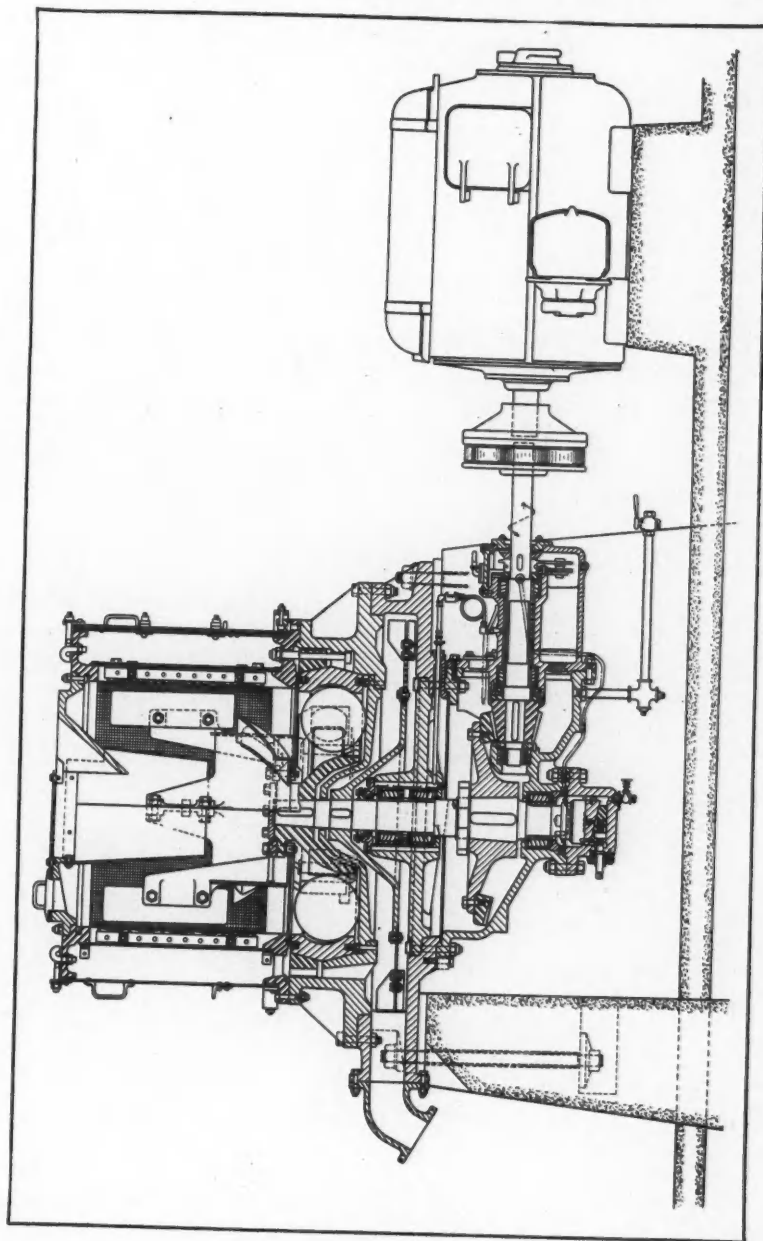


Fig. 2.

D

the product passed forward in bulk to the kiln feeding hoppers, and the "unit" system in which the pulverising machine is placed on the firing platform and delivers direct into the kiln, the first is more favoured in the U.S.A. and Canada, but in the United Kingdom the unit system is almost invariably employed. Fig. 1 shows a Clarke, Chapman "unit" horizontal spindle coal pulveriser.

In the central system the main improvement is in the type of pulveriser used. The tube mill formerly used had the disadvantages that the coal had to be prepared in a crusher before it could be received by the tube mill, its output per square foot of floor space was low, and it did not pulverise the coal to a uniform fineness. On the other hand, the wear and tear of the tube mill was very low and its reliability for constant service was very high. The more modern type of mill is of the vertical or horizontal spindle centrifugal type running at a higher speed than the tube mill and performing the whole reduction in one operation. Its output per square foot of floor space occupied is considerably higher and, in uniform fineness, its product is more regular than with the tube mill.

In one vertical spindle machine the pulverisation is effected by large balls rolling free within a stationary grinding ring. The balls, four in number, are propelled by pushers attached to equidistant horizontal arms radiating from a yoke which is keyed directly to the vertical driving shaft. The mill may be of the screen separation type or the air separation type, both having exactly the same grinding elements but different methods of extracting the finished product. In the "Lehigh" screen mill shown in Fig. 2 (by Babcock & Wilcox, Ltd.), two fans are rigidly attached to the vertical shaft. The upper fan lifts the pulverised product from the grinding zone and effects its passage through the screen, whilst the lower fan discharges it from the annular space outside the screen, through a spout on the side of the mill. The air separation mill is fitted with an internal separator in the top section, which allows only the finely-pulverised product to pass away. This mill may be arranged for direct firing or for supplying to storage. In the former case an exhaust fan withdraws the product from the mill and passes it direct to the burner. For supplying a storage bin, the outlet of the mill is connected to a cyclone separator from the bottom of which the pulverised coal flows to the bin. From the top of the cyclone a return air pipe is connected through a fan to the air inlet at the mill, so that a continuous air circuit is operating a closed circuit except for a small vent to allow the proper air pressure equilibrium to be maintained in the system. With the screen mill it is necessary for the raw coal to be dried before entering the mill, but with the air separation type drying may be carried out within the mill by admitting a quantity of hot air or gas.

In the unit system the whole operation is performed by one machine on the firing platform which receives the coal, separates out all metallic and other heavier-than-coal substances, pulverises and dries the coal, and delivers the pulverised coal with the required amount of hot primary air directly into the kiln. One type of this machine is of the multiple beater type with a rejector arrangement to return particles over any pre-determined size into the mill for further reduction. To reduce the moisture in the coal, hot dry air from the clinker cooler at a temperature of about 400 deg. F. is drawn into the machine and comes into contact with the coal during pulverisation. Each kiln has its own unit pulveriser directly connected to it, and it is usual also to arrange an alternative connection to the adjacent pulverisers so that in case of a breakdown of any pulveriser the kiln can be temporarily supplied by another pulveriser. The general layout of three Edgar Allen unit pulverisers on the kiln firing

platform in a modern works in the United Kingdom is shown in Fig. 3; cross-connections are arranged between the units and the kilns so that No. 2 pulveriser is spare and can feed either No. 1 or No. 2 kiln if necessary.

Another improvement affecting combustion is the increased control of the feeding of fuel into the kiln and the air necessary for proper combustion. The importance of uniform feeding of fuel has only recently received the attention which it warrants, for without positive control of the feed proper combustion cannot be maintained. With the central system it was frequently considered sufficient to extract pulverised coal from the kiln feed hopper by means of a screw, no arrangements being made to counteract variable conditions causing fluctuations in the feed consequent upon intermittent supply to the hoppers due to periodic coal plant operation, which does not permit the hoppers being kept at a constant level. Arching over the extracting screw and air-holes due to

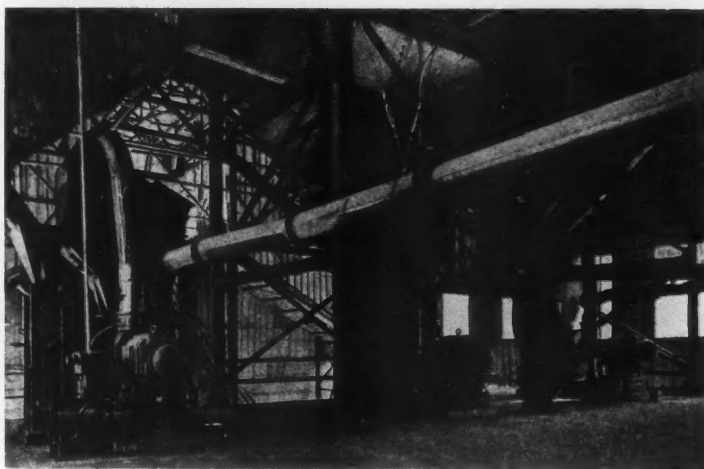


Fig. 3.

moisture in the coal, and the compactness of this finely-divided material, cause flooding of the screw when the material breaks away and rushes into the feeder.

In one type of machine, the "Bailey" pulverised coal feeder, to eliminate these fluctuations of feed the pulverised coal is received from the bottom of the hopper into a large rectangular compartment, the size of the opening to which is such that the pulverised coal will not form an arch. In the bottom of this compartment a rotary two-arm distributor prevents the coal from packing and ensures the delivery of the free material through an opening into the pockets of a "fluffer" wheel below, where the coal is well aerated. From there it drops into the compartments of a rotating feeder wheel where the coal is further aerated and each compartment filled with a definite quantity of material of uniform density.

Type of Kiln.

The modern trend in kilns in the U.S.A., Canada, and in the United Kingdom is towards the combined kiln and cooler unit. One of the first of

this type was installed in England in 1922 and is still in operation. In this type of kiln the cooling of the clinker is carried out in a number of cylinders, usually 12, of small diameter arranged on the outside of and parallel to the kiln shell at the firing end. These cylinders are rigidly fixed to the kiln shell and rotate with it as a unit. After passing the firing zone the clinker falls by gravity into the cylinders as in turn they approach the lowest point and slowly passes along the length of the cylinder till it discharges at the end. Fig. 4 shows a kiln of this type by F. L. Smidth & Co. The connecting chute between the kiln shell and the cooling cylinder is rigid and air-tight, and is usually provided with renewable liners; renewable liners are also provided where the clinker impinges on to the cooling cylinders. In the cooling cylinders, in order to produce a higher rate of heat exchange between the cold incoming air and the clinker, it is usual to have an arrangement of festooned chains to help

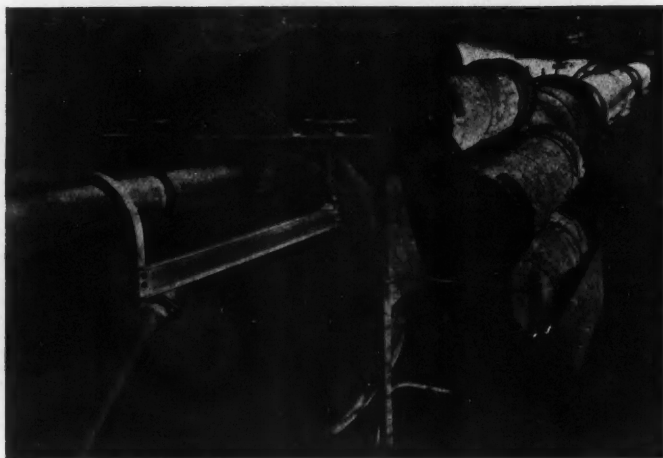


Fig. 4.

cascade the clinker. With the same object in view, in one type lifters are provided inside the prolongation of the kiln shell, thus introducing another point at which the clinker is cascaded and thereby increasing the amount of heat transferred from the clinker to the incoming air. These lifters are so designed in size and position that they do not interfere with a clear vision into the firing zone. Fig. 5 shows a Vickers-Armstrong "Reflex" kiln with recuperator.

The principal advantage of the combined kiln and cooler unit over the separate kiln and cooler is the very important one of the added control over the quantity of incoming air which is made possible by the former unit. In the separate type the air for combustion is a variable quantity over which very little control could be exercised. This air enters through the open end of the cooler, an unrestricted area up to about 100 sq. ft. exposed to all fluctuations of atmospheric disturbance; it enters also in varying quantities through the joint between the feed end of the cooler and the clinker chute as well as through the joint between the firing end of the kiln and the kiln hood. Neither of these

joints can be other than a very poor air joint, as in both cases the joint has to be made between a revolving and a fixed object under conditions where a high degree of heat obtains.

With the separate type of kiln and cooler, a method in use in the United Kingdom to obtain added control over the air for combustion is by enclosing the delivery end of the separate cooler with a hood and forcing air into it under pressure by a fan driven by a variable-speed motor. By this method it is possible to vary the quantity of air as required within reasonably close limits, and as the air is under constant pressure the infiltration of cold air at the joints between the cooler, clinker chute, and kiln hood does not take place, and any slight leakage is small and in a direction outward to the atmosphere. With this constant pressure within the kiln, surging and "blow backs" are practically eliminated, and more constant complete combustion conditions

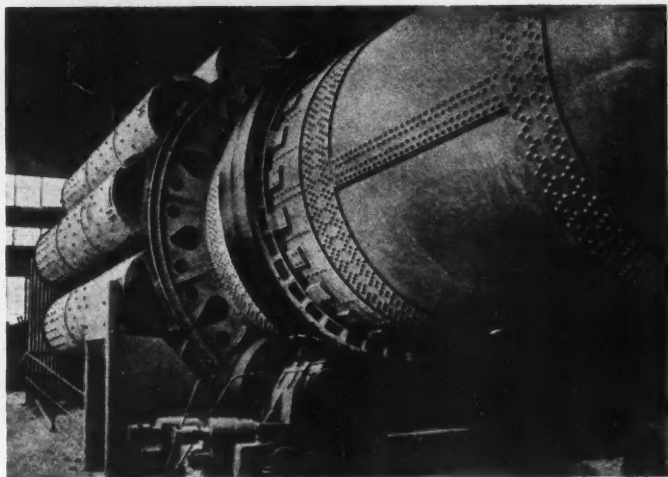


Fig. 5.

prevail. This rotary pressure unit, made by Messrs. Edgar Allen & Co., Ltd., is shown in Fig. 6.

With the combined kiln and cooler unit, the incoming air, instead of coming in at one large opening with a low efficiency of heat exchange from clinker to air, is divided into a number of streams according to the number of cooling cylinders. This increases the rate of heat exchange by reason of the closer and more frequent contact between the air and the clinker. Further, the whole of this air must pass along the length of the individual cylinders, as there are no open joints between the inlet end and the kiln. With this type of cooler the control of the quantity of air within close limits is not difficult and, because of the disposition of the cylinders, fluctuations of pressure due to atmospheric disturbance are reduced to a minimum.

Structurally, the combined kiln and cooler unit is simpler than the separate type. It can be placed at ground level, it does not require massive foundations, and the feeding end being consequently lower, it does not need the large dust

chamber building necessary with the separate type. Being a single unit it can be driven from one point instead of two, and the friction losses are thereby considerably reduced.

Fig. 7 illustrates a totally-enclosed kiln-drive by Messrs. David Brown and Sons (Huddersfield), Ltd. This is a treble-reduction straight-line drive in which the first reduction consists of straight tooth ground spur-gears, the second reduction single helical gears and the final reduction double helical gears. In these units the gear shafts are carried on ball or roller bearings so that power losses are reduced to a minimum, the lubrication of the bearings is simplified, and the rate of wear is reduced as compared with plain bronze or white metal-lined journal bearings, so that, in addition to a saving in running costs, the cost of maintenance is reduced.

Roller Bearings.

As a unit which is running 24 hours per day the kiln provides an opportunity from which the maximum return on the initial cost of roller bearings can be

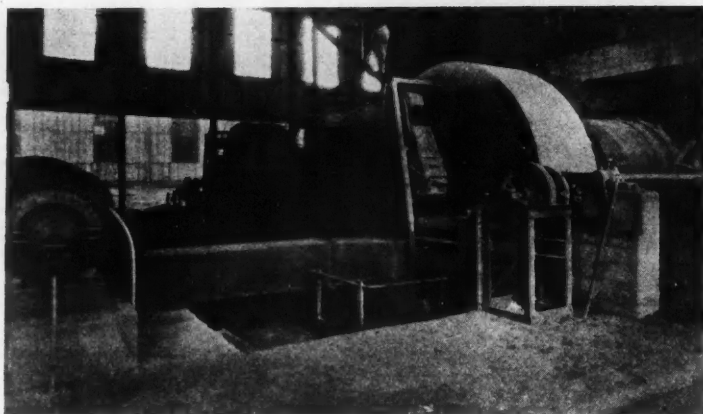


Fig. 6.

realised. The kiln lends itself especially well to this treatment, it presents no difficulties in adaptation, and requires no alteration in general design. One of the difficulties with kiln operation is the very high static friction experienced at starting, which necessitates a motor of special design with high starting-torque characteristics. With roller bearings this difficulty is considerably reduced. The criticism that the roller bearings at the firing end are subjected to great heat which a plain journal bearing is better able to withstand is not a serious one, for it is not difficult to shield the roller bearing from the radiated and other heat so that it is not deleteriously affected.

In the U.S.A. there are instances where roller bearings have been applied to kilns. At a plant in the Lehigh Valley, Pennsylvania, the writer saw kilns of 135 ft. in length completely equipped with roller bearings which were giving every satisfaction and had enabled a considerable saving of power to be effected. At an Illinois plant, where the equipment consists of two 11 ft. 3 in. by 200 ft. kilns and two 9 ft. by 100 ft. coolers, "Timken" roller bearings were

installed throughout and presented some interesting features. The kiln is supported at four points by trunnion rollers, two supports consisting of inverted V structural steel pedestals, and one, which also carries the gear drive, being a reinforced concrete pier. The general lay-out is shown in Fig. 8, a photograph supplied by British Timken, Ltd. The construction of the trunnion supports and rollers incorporates several novel ideas. Each trunnion consists of a roller and pedestal, the rollers for the kiln are 42 in. and those for the coolers 24 in. in diameter. The pedestals are equipped with two adjustable bolts (see Fig. 9) so that the whole assembly can be moved longitudinally to obtain the proper relation between the tyre and the roller. The rollers are mounted on 12-in. diameter shafts on which are mounted four 12-in. tapered roller bearings, two on each side of the trunnion. The clearances are adjustable and the bearing cones are retained on the shaft by a large plate secured with

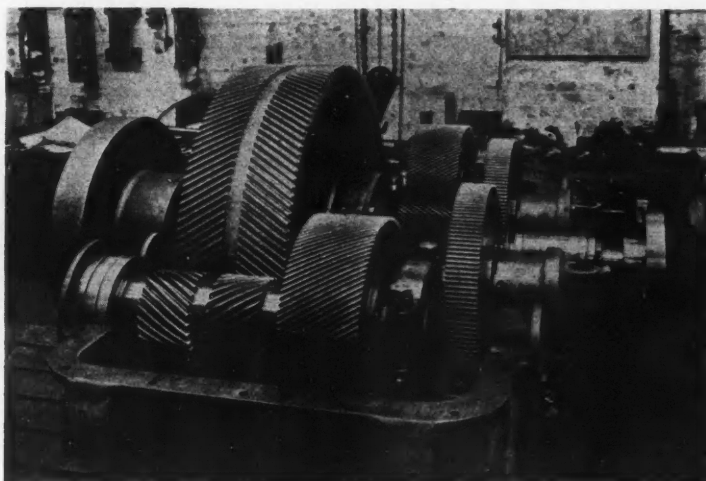


Fig. 7.

screws, so rendering the whole dust-tight and practically oil-tight. Lubrication is of the pressure-grease type. Fig. 9 shows the detail of the roller bearings and thrust arrangement on the cooler. The loads being handled are given as follows: on the kiln the load per roller is about 88,000 lb. and on the cooler about 84,000 lb.

The method of drive for both these kilns and coolers is similar in general principles. In both cases the motors are direct-coupled to a triple-reduction spur gear unit, the low-speed pinion of which meshes with the large ring-gear mounted on the kiln or the cooler, giving an overall speed reduction of 100 to 1. In the main drives both the motor armature and the gear and pinion shafts of the reduction unit are equipped with tapered roller bearings. In the reduction unit, single bearings are used on all shafts except the driving-pinion shaft in which case two bearings are mounted at each end. The bearings on the pinion end are fixed while those on the gear end are mounted in a container which allows the whole assembly to move in a plane parallel to the shaft, and

thus takes care of shaft expansion. The power required to drive each of these kilns has been calculated as 25 h.p.

In Canada, at Montreal, the four new combined kiln and cooler units of 11 ft. 3 in. diameter by 363 ft. long now being erected are to be equipped with roller bearings.

The use of roller bearings for raw and clinker grinding mills is steadily on the increase both in the U.S.A. and the United Kingdom. This unit requires a greater amount of power than any other individual unit in a cement works, and in a plant operating on hard materials the raw and clinker grinding mills may take as much as 75 per cent. of the total power required by the whole plant. The reduction in power required with roller bearings as compared with plain journal bearings may be about 20 per cent. The details of design of roller bearings as applied to grinding mills will be discussed in a later section on Clinker Grinding.

Feeding Slurry.

The usual method of feeding slurry into the kiln in the three countries under consideration is by gravity; that is, by continuously charging the kiln with slurry introduced through a pipe placed nearly vertically. The slurry after entering the upper end of the kiln is only partially broken up, usually by an arrangement of loose festooned chains or by fixed cascading plates fastened to the inside of the kiln shell.

The gravity method has two distinct and inherent limitations; the first is that by allowing all the added water to go into the kiln it imposes the wholly unnecessary duty on the kiln of evaporating this added water, and second that the slurry stream cannot be broken up adequately with the result that the transfer of heat from the kiln gases to the slurry is at a low rate, necessitating either a decreased rate of travel of the material through the kiln or an increase of heat at the same rate of travel. Because of these limitations more fuel has to be burned in the kiln than is necessary, and the efficiency is lowered.

Slurry Filters.—To overcome the first limitation the filter has been introduced, and so satisfactorily developed that there are in the U.S.A. some seventeen cement plants in which filters are used for de-watering slurry. As there are about eighty plants in the U.S.A. using the wet process, the acceptance of this method of feed by 20 per cent. of the mills employing the wet process reflects its suitability for the purpose. There are no filters on slurry feed in Canada or the United Kingdom.

Apart from the direct advantage of relieving the kiln of the duty of evaporating at least half the added water in the slurry, it introduces the material in a form which does not readily ball or form rings, thereby producing a smaller size of clinker which can be completely clinkered at a lower temperature, or conversely with the same temperature the material can be passed through the kiln at a greater rate.

Of the two types of filters—the disc and the drum types—filters for de-watering slurry duty are always of the former type. The disc type is made up of a number of discs capable of revolving in a vertical plane, the number and size of the discs depending on the quantity and characteristics of the material to be filtered. Each disc is made up of a number of sectors of special hard wood, deeply corrugated on both sides and wholly covered with fine filter cloth bag. The discs are mounted on a central horizontal shaft over the tank which contains the slurry to be de-watered, as will be seen from the photograph of a plant by Oliver United Filters, Ltd., illustrated in Fig. 10. Arrangements are made whereby both a partial vacuum or air under pressure as required can be applied through the hollow shaft to the inside of the filter bag. As each sector is

submerged a vacuum is applied, causing a deposit of the solids in the slurry to build up on the filter cloth while the filtrate is drawn through the cloth to pass away through the hollow shaft to the sump. Fig. 11 shows an end view of a disc filter with drive and piping arrangements, also by Oliver United Filters, Ltd. As the disc revolves and the sector rises clear of the slurry, the vacuum is still applied sucking the water from the cake to an extent depending on the characteristics of the material and the degree of vacuum applied. The dried cake is discharged as the sector moves on by cutting off the vacuum and introducing air under a low pressure through the same ways, which inflates the bag, causing the dried cake either to drop off of its own accord or to loosen it sufficiently to permit easy removal by mechanical means. The cycle of operation is then begun again.

To render the removal of the dried cake from the filter cloth more positive, a corrugated roller is arranged in contact with the filter cake at the line of



Fig. 8.

discharge, and the added attraction to the cake which this roller provides makes certain that all the cake leaves the filter cloth. A detailed view of this roller is shown in Fig. 12. The discharged cake falls on to a conveyor belt running beneath the filter which carries it to the feed hopper of the kiln to be introduced into the kiln, usually by a water-jacketed screw. At a plant in Pennsylvania, using limestone, the writer inspected a recent development in the method of introducing the cake into the kiln where diagonal slots about 10 in. wide and 1 ft. 8 in. long had been cut all round the kiln shell about 6 ft. from the feeding end. Through the slots the cake fell into the interior of the kiln, where arrangements had been made to pass the cake forward down the kiln. Spiral lifters for 20 feet and 6 rows of 10 in. high horizontal lifters for 18 feet are used to break up the cake.

Among the usual raw materials used in the manufacture of cement there is a great difference in their capacity for giving up the added water under the influence of a vacuum. The most free-filtering of all these materials is probably granulated slag, which requires the smallest filtering area as it contains no

colloidal material that would tend to clog the cloth. Crystalline limestones are also easy to filter, but when limestone contains clayey matter a larger area of filtering surface is necessary for the same product than when filtering slag or crystalline limestone. The presence of shale in slurry retards filtration, as it is hardened and compacted clay. When limestone and clay are the raw materials used it is generally necessary to increase the filtering area because of the characteristics of the clay in its property of tenaciously holding water. Clay is usually found in a state of very fine division which clogs the cloth and prevents easy flow of the water through it. With a mixture of marl and clay both materials are more or less colloidal, and in addition the marl usually contains organic matter that is particularly retentive of water. As slurry usually has to contain a higher percentage of water because of these properties, filtration is more than usually economical.

The rate of de-watering of materials by filtration is generally increased by an increase in temperature of the materials to be filtered, as the viscosity of most

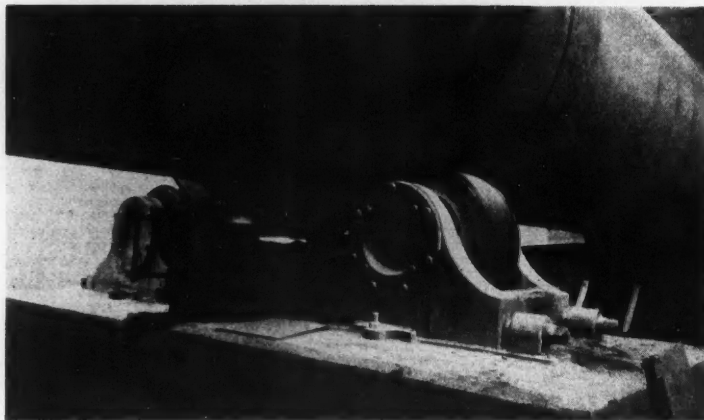


Fig. 9.

liquids decreases with rising temperature. In a machine which employs a vacuum as the de-watering medium, practical considerations limit this increase in temperature to a point where little or no vapour is given off, as it is more difficult to maintain a high vacuum when vapour is present. When filtering slurry, the temperature is raised usually between the limits of 85 deg. and 120 deg. F. As actual examples in the U.S.A., a limestone-shale slurry with 33 per cent. water is fed to the filter at 85 deg. F., the dried cake being delivered with 17 to 18 per cent. of moisture. With a 60 per cent. granulated blast-furnace slag and 40 per cent. limestone slurry with 34 per cent. water, the feed temperature to the filter is 90 deg. F. In slurry containing 80 per cent. limestone, 8 per cent. shale, 12 per cent. overburden, with 35 per cent. of water, the temperature of the feed to the filters is 90 deg. to 100 deg. F., the cake being delivered with 18 to 19 per cent. moisture. With a limestone-marl slurry with 45 per cent. moisture the temperature is maintained at 120 deg. F., the discharged cake having 26 per cent. of moisture.

Spray Feed.—The problem of increasing the overall thermal efficiency of the kiln has been approached from an altogether different angle by a system

which aims at increasing the rate of heat exchange from the kiln gas to the slurry based on the fact that the greater the surface of contact between a liquid and a gas of different temperatures the greater the rate of heat exchange. To apply this to a cement kiln the system of feeding slurry known as the "Rigby spray" system has been devised. In this system the slurry is introduced into the kiln in the form of a fine spray which presents to the kiln gases a total exposed surface considerably greater than is presented by the gravity or filtered feed systems. The approximate extent of this increased surface of contact will be appreciated by a comparison with the pulverisation of coal. One cubic inch of solid coal has a total exposed surface of 6 square inches, but when it is pulverised to a fineness of about 85 to 90 per cent. through a 200 mesh screen the number of individual particles is about 100,000,000 with a total exposed surface of approximately 2,000 sq. inches or 14 sq. feet. The increase, therefore, in exposed surface is 300 fold. The result is that the rate of exchange of heat from the high temperature kiln gases to the slurry is considerably increased,

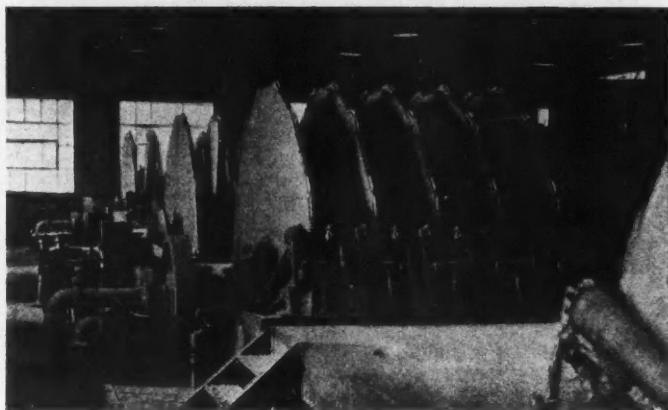


Fig. 10.

and this is reflected in the decrease of the temperature of the gases leaving the kiln of the order of 200 deg. C.

The spray, running counter-flow to the direction of the kiln gases, washes the gas, and before the particles fall to the bottom of the kiln they are sufficiently dried to have lost their tendency to ball together. With the gravity system the material is fed into the kiln in a stream and is apt, particularly if the materials are colloidal, to form either balls of material or slurry rings in the kiln, both of which reduce the rapid transfer of heat from the gases to the materials and render a fall in output inevitable. With the filter method there is less tendency for this result to occur.

In practice the atomising of the slurry is effected by two or three nozzles arranged to spray into the cool end of the kiln at slightly different angles. These nozzles are adjustable as to direction and pressure to obtain control of the cones of spray, so that they may not only fill the sectional area of the kiln but may be distributed along the kiln. Fig. 13 shows the connections to the nozzles. This distribution is assisted by a difference of pressure of the jets, one working at about 70 lb. per sq. in. and the other at a slightly lower pressure.

In this way the washing of the gases in the kiln takes place in two or three successive stages and is thereby prolonged.

The slurry, containing the normal amount of water, is delivered under pressure to the atomising nozzles which are placed about 5 ft. from the end of the kiln, housed in a bell and accessible for cleaning from outside the dust chamber. The nozzles are formed with a parallel bore of small diameter at the outlet end and an inner portion which is conical and contains a separate part with helical vanes giving "spin" to the issuing jet of spray.

The Rigby patent spray feed system was first installed in a cement works in the United Kingdom in 1926. Some trouble from excessive dust escaping from the chimney was experienced but this, it is claimed, has now been eliminated and the fact that there are at the present time some 13 cement plants

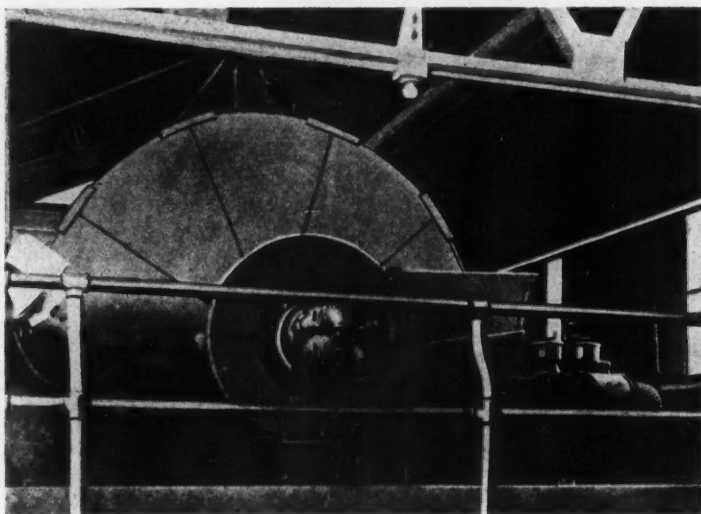


Fig. 11.

operating with this system in various parts of the world suggests that the dust trouble has been reduced below the "nuisance" point. Of these installations two are regularly operating in the United Kingdom and one occasionally when extra output is required. In the U.S.A. this system was installed in one plant late in 1930, but in Canada there are no spray-feed installations.

There is no doubt that the principle of the spray feed system is sound, for by increasing the rate of exchange of heat from the gases to the raw material it converts a greater percentage of the heat supplied to the kiln into the useful work of clinkering the raw material than is the case with other systems of feeding. The slurry receives the benefit of that additional quantity of heat which is indicated by the lower temperature of the exit gases, and this results in operation in an increased output for the same quantity of fuel or a decreased fuel consumption at the same rate of output or partly both depending on the method of operation of the kiln. In the consideration of reduction of operating

costs in existing plants or in the design of new plants, the spray feed system as an alternative to other systems of feeding slurry is one worthy of consideration.

Fuels.

The fuels used in the kilns in Portland cement manufacture are coal, oil, and natural gas. Coal is the most generally used fuel—always in pulverised form—but the use of oil and gas is increasing.

In the U.S.A. all these fuels are employed, the extent of which is given by



Fig. 12.

Fuel.	1927		1928	
	Number of plants.	Percentage of cement production.	Number of plants.	Percentage of cement production.
Coal	123	80.4	124	79.5
Oil	13	7.3	13	7.4
Natural gas	4	1.8	6	2.8
Coal and oil	2	10.5	3	10.3
Coal and natural gas	1		2	
Oil and natural gas	6		3	
Coal oil and natural gas	4		4	
	153	100.00	155	100.00

the U.S. Department of Commerce in the following comparison between 1927 and 1928.

The apparent average consumption of coal per barrel of finished cement in the U.S.A., including both dry and wet process plants, was 131.1 lb. per barrel in 1928 as compared with 135.8 lb. in 1927. Among the dry process plants, 64 reported in 1928 an average of 122 lb. of coal per barrel as compared with

126.4 lb. in 65 plants during 1927. Among the wet process plants 60 reported in 1928 an average consumption of 148 lb. of coal per barrel as compared with 1927 when 58 plants reported a consumption of 155.6 lb. of coal per barrel of finished cement.

Oil as the sole fuel was used in 13 plants in the U.S.A. in 1927, with an average consumption of 11.5 gallons per barrel of finished cement. In the dry process the consumption was 11.1 gallons of oil per barrel and in the wet process 12 gallons of oil per barrel. Oil as well as other fuel was used at 12 additional plants in 1927 and 10 additional plants in 1928.

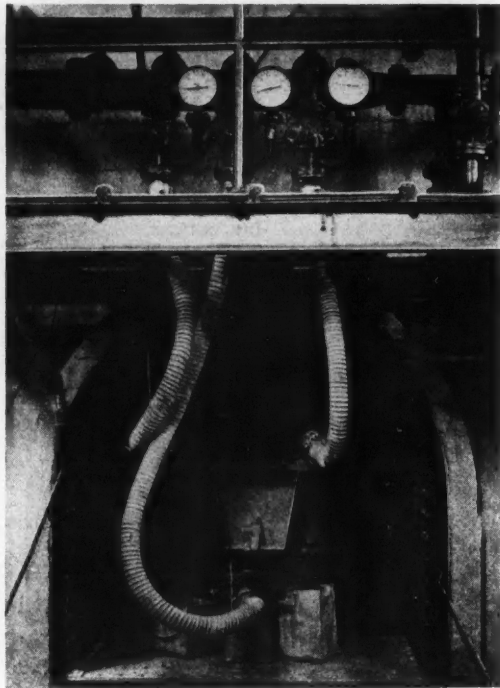


Fig. 13.

Natural gas was the sole fuel used in 6 plants in the U.S.A. in 1928 compared with 4 plants in 1927. The average consumption was 2,133.7 cu. ft. of gas per barrel in 1928 as compared with 2,450.5 cu. ft. in 1927. Natural gas as well as other fuel was used by 11 additional plants in 1927 and 9 additional plants in 1928.

In Canada at the present time the only fuel used for firing kilns is coal, but it would not appear unlikely that oil may be introduced for this purpose in the near future as during 1930 thirty-seven new oil wells were brought into use in the west. Natural gas developments are also taking place as it is proposed to pipe this gas in the west and to drill for natural gas in the east.

In the United Kingdom coal is the only fuel used.



Fig. 14.

Waste-heat Installations.

There is only one basis upon which the question of the advantage or disadvantage of waste heat installations in cement plants need be considered, and that is the basis of economy. For all practical purposes the effect, either beneficial or deleterious, upon the properties of the finished product can be disregarded for, if there is any effect at all, it can only arise from the higher average temperature of the kiln, the increased draught, and, in the case of coal-firing, an increase in the coal ash deposited with the clinker.

The reduction in the quantity of waste products in whatever form they may appear is an objective pursued with vigour in all competitive industries. In the cement industry the most important waste product is the heat carried out with the waste gases. There are two methods by which this problem has been tackled successfully, methods which are diametrically opposed to each other. One method is to keep the heat of the exit gases at a maximum, or even artificially to increase it, to suit the conditions demanded by a waste-heat boiler installation and to transform as much as possible of such heat into useful work, and the other to reduce the quantity of heat passing out of the kiln to a degree where it is uneconomical to collect it for power purposes. The former method takes the form of a waste-heat installation as used in the U.S.A. and the latter finds expression in an increase in the length of the kiln which is the universal practice in the United Kingdom and Canada.

In considering whether or not a waste-heat installation will prove an economic advantage it is impossible to rely on any general rules, for the conditions obtaining in different cement plants vary to such a great extent. Each proposition has to be considered on its merits. The best conditions would be where purchased power was relatively high and coal relatively cheap, and the process used the dry process.

The prime factors to be considered in each case are *inter alia*, the initial cost of the complete waste-heat installation including boilers, economisers, fans, generating units, buildings, etc., interest on the investment, depreciation of the plant, and fuel and plant maintenance costs on the one side, and the cost of purchased power on the other side of the account.

Another important aspect from which the question has to be considered is the effect of the waste-heat unit on the continuous operation of the cement plant as a whole. Any additional plant is a potential source of interruption to continuous operation, and the waste-heat boiler comes particularly in this category because, unlike, say, the crushing or grinding mills in which if a breakdown occurs it does not necessarily interrupt the operation of the kiln,

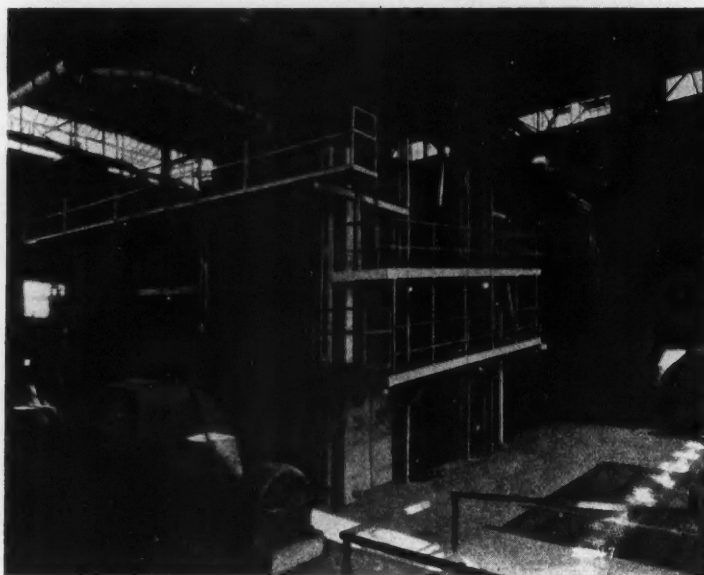


Fig. 15.

the waste-heat unit is intimately connected with the kiln and an interruption or breakdown in that unit results in an immediate effect on the kiln operation. With modern waste-heat units breakdowns or interruptions are infrequent, and it is usual to install auxiliary separately-fired boilers to take part of the load when such interruptions do take place. Alternatively to auxiliary boilers, a connection to an external source of electric supply is made, but whichever of these arrangements is made the additional costs necessarily must be considered.

If the cement plant already exists and it is being considered whether or not it would be an advantage to install a waste-heat unit, further considerations enter into the question and the matter is complicated by the limits which are thereby imposed by the existing plant. The main limiting items are the number, size, and relative positions of the kilns, the relative position of the feed end

A NEW BOOK ON CEMENT CHEMISTRY

By Prof. Dr. HANS KÜHL (*Director of The Institute for Cement Research, Berlin.*)

List of Chapters

- I.—The Development of Cement Research.
- II.—The Theory of Cement Burning.
- III.—The Constitution of Portland Cement Clinker.
- IV.—The Problem of Hardening and its Signification in Cement Research.
- V.—The Chemistry of High-Strength Cements.
- VI.—The Technical Aspect of High-Strength Cements.

Dr. Hans Kühl is one of the foremost cement chemists of the world. In this book he exposes the misleading conclusions that have resulted from much of the cement research work of the past, and presents the most up-to-date knowledge on the subject in language readily understandable by the average reader. Dr. Kühl has been an important contributor to the research work on these subjects, some of his work covering a period of twenty years, and this enables him to write as an expert.

As the originator of what may be described as the miniature method of testing described in the book, Dr. Kühl has been the means of connecting the purely scientific work of the laboratory with the manufacturing or technical procedure. Previous investigations have been either the highly-specialised work of physical chemists whereby pure compounds thought to exist in cement have been synthesised and identified by optical constants (but without reference to commercial value as evidenced by strength tests), or the trial-and-error type on the commercial scale which have led to no advance in chemical knowledge. It has been generally admitted that the latter

investigations have led to more fruitful results than the purely scientific work, the production of rapid-hardening cement being a notable example of this. By his technique, however, Dr. Kühl has combined the two methods of investigation, and with no more than three grammes of cement prepared in the laboratory under scientific conditions he is able to apply tests which permit the tensile and comprehensive strengths of the material to be revealed. Similarly small quantities suffice for setting and soundness tests.

The author exposes the misleading conclusions that have resulted from two conditions prominent in much of the cement research work of the past. The first is the examination of the three-component system (lime-silica-alumina) without due regard for the differences caused by the presence of iron oxide acting as a catalyst or flux, and the second is the common procedure of immersing a few grains of cement in a comparatively large volume of water and assuming that the physical and chemical reactions are similar to those that occur in the practical application of cement when the proportion of water to cement is essentially different.

Two chapters are devoted to the chemistry and manufacture of rapid hardening cement, and more information on this important subject is given than has previously been available to the public. The question is here discussed of the influence of particle size upon strength of cement, and many readers will learn with surprise that there is a limit beyond which fineness of grinding can be continued without advantage to the strength of cement.

Another subject little known to English readers is that of "K.L. storage" of test pieces *i.e.* the alternate storage in water and air which constitutes a soundness test and may reveal inherent instability in a cement not detected by the ordinary soundness tests.

Price by Post 7s. 9d. from

CONCRETE PUBLICATIONS LIMITED,
20, DARTMOUTH STREET, LONDON, S.W.1.

of the kilns and the stack or stacks, and the capacity of the stack. The process, whether dry or wet, and in the case of the latter, the filters used, are the limiting factors of importance. If there is a number of small kilns each of low capacity it will be more expensive to install waste-heat equipment than would be the case for the same capacity in larger kilns. With small kilns there would be a greater number of connecting flues, dampers, and sealing rings, which would increase the cost.

In cement plants it is usual to have positive draught by fan, but where natural draught is relied upon the introduction of the waste-heat equipment with its positive control of draught is an advantage which will reflect advantageously upon the operation of the kiln. When operating with natural draught, changes of climatic conditions vary the draught sufficiently to necessitate adjustments in fuel and raw material feeds and kiln speed in order to maintain efficient clinkering of the cement. During these periods of adjustment, even when made by skilful operators, uniform capacity cannot possibly be maintained and loss of output results.

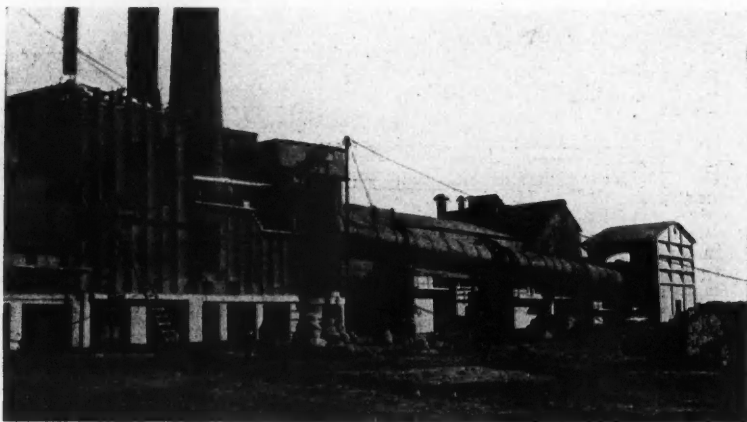


Fig. 16.

In the U.S.A. the first attempt at operating a waste-heat boiler is credited to Dr. Bachman at Nazareth, Pa., in 1897, but it was not successful mainly on account of the dust accumulations on the boiler tubes. In 1915 there were three or four waste-heat installations, and at that time these installations could provide about half the quantity of steam required to operate the plant. The number increased to 8 in 1919, to 35 in 1924, and by 1929 there were 57 installations in the U.S.A. The proportion of cement plants in the U.S.A. which have installed waste-heat plants, in 1929 was therefore about one to three. The efficiency of modern installations has been increased to a point where they can supply the whole of the power requirements of the plant.

The inclusion of a waste-heat unit in a cement plant necessitates a limit in the length of the kiln to give efficient operating conditions in the boiler consistent with proper clinkering of the raw material. In modern waste-heat installations the maximum length of the kiln is usually 150 ft., although in one case the kiln is 175 ft. in length. In the United Kingdom and Canada the average length of kilns is much greater.

(Continued on page 795)

Where waste-heat installations are not employed there is a definite trend towards still longer kilns and consequently lower exit temperatures, and examples can be seen of kilns in operation of over 400 ft. in length in the United Kingdom and in Canada kilns of 363 ft. in length are now being erected. The temperature of the exit gases from these kilns is so low that it is unlikely than any economic use can be made of the escaping heat for conversion into power.

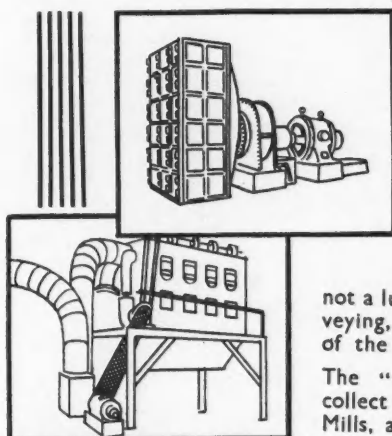
Figs. 14 and 15 are views of a typical waste heat boiler installation by the Edge Moor Co.; Fig. 16 is a photograph of a waste-heat boiler of 6,836 sq. ft. heating surface, complete with superheater to add 250 deg. F. of superheat to the steam generated, and economiser, by Babcock & Wilcox, Ltd.

(To be continued.)

Previous articles in this series appeared in the issues of November, 1930, January, February and April, 1931.

Japanese Export Organisation.

The *Japanese Chronicle* reports that an export organisation is to be formed amongst Japanese cement makers, centring around the Asano and Onoda mills, in order to promote and control the export trade. This export trade has grown nearly 30 per cent. each year since 1928, but is affected by the prohibitive duties in China and the Philippine Islands.



There's MONEY in Cement Dust

Dust collection in Cement Factories is not a luxury but a necessity. In grinding, conveying, packing, etc., a considerable percentage of the production would be lost without it.

The "VISCO BETH" Dust Collector will collect at the source, increase output of Mills, and keep your factory clean.

Our years of experience are at your disposal.
Send for our new Booklet No. 312 on
MODERN DUST COLLECTION.

"VISCO"

ENGINEERING CO. LTD.
162 GROSVENOR ROAD, LONDON, S.W.1

Telephone: Victoria 6531/2.
Telegrams: "Curtmit, Churton,
London."

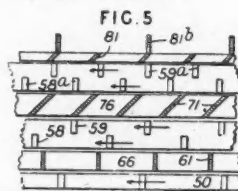
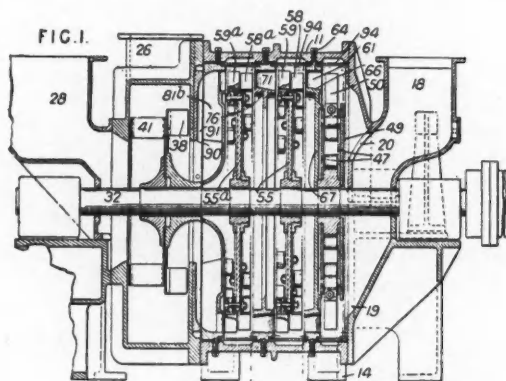
SPECIALISTS IN— Heating and Ventilating Plant,
Water Cooling Towers,
Sheet Metal Work, etc.

Recent Patents relating to Cement.

Impact Pulverisers. HIRSCH, P. A., 200, Madison Avenue, New York, U.S.A. October 3rd, 1929, No. 30,050. Convention date, November 15th, 1928. (Class 59.) No. 336,776.

In a beater mill, barriers or walls confine the material being ground to the peripheral zone of the beaters, and within such zone one or more separating means in the form of vanes is located between or follow the beaters so as to throw back the heavier particles. As shown, three discs (47, 55,

disc, and a peripheral ring of sectional plates (94). The diaphragm (67) is perforated with an annular ring of ports through which the ground material passes to the next ring of beaters (58, 59). The webs (61) in the ports may be axially inclined to throw heavy particles of coal, etc., back to the beaters (50). The hammers (58, 59) similarly revolve in an annular ring formed by a lip (66) of the diaphragm (67), sectional plates (94) and lip (76) of an annular ring of ports which communicate with the third ring of hammers (55^a, 59^a). The webs (71) in these



IMPACT PULVERISER.

55^a) are mounted on a shaft (32) rotatable in a casing (11), the material being fed in to the first ring of beaters through a conduit (18) and orifice (19), the ground material being discharged in a cold or preheated blast of air drawn in through a duct (28) by a fan (38, 41) and discharged through a conduit (26). Each disc is provided with pivoted hammers; the disc (47) comprises two plates having a single row (50) pivoted between them whilst the discs (55, 55^a) are supplied with a double row (58, 59) and (58^a, 59^a), respectively. The hammers (50) rotate in an annular ring formed by a diaphragm (67), wear plate (49) fixed to the

ports are also inclined in order to throw back heavy particles into the ring of beaters (58, 59). The coal, etc., finally passes to the third row of beaters (58^a, 59^a), which rotate in a closed annular space, and is ejected against a ring of fixed vanes (81), Fig. 5, some of which are radially extended at (81^b) to direct the coal to the fan (38). The vanes (81^b) register with vanes (91) on a wear plate (90) so as to extend completely across the discharge passage. The annular rings of ports (61, 71, etc.), are held in the casing (11) by screws (64) and the casing is in halves with hinges at each side so that

(Continued on page 798.)

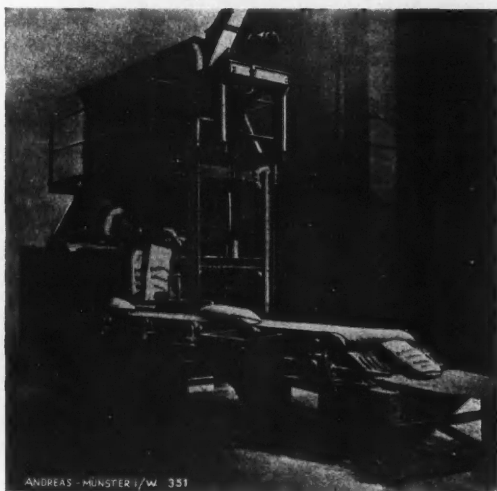
THE SIROCCO FAN

PIONEER OF MODERN MULTIBLADED FANS

Available in a large variety of sizes and types
For every purpose involving the movement of air or gases.

DAVIDSON & CO., LIMITED.
SIROCCO ENGINEERING WORKS, BELFAST.

LONDON, CARDIFF, BRISTOL, GLASGOW,
MANCHESTER, BIRMINGHAM, NEWCASTLE.



ANDREAS - MUNSTER / W. 351

VALVE BAG PACKING MACHINES

(German Government Patent and World Patents. ANDREAS System.)

for

**CEMENT, LIME
AND GYPSUM.**

HITHERTO UNACHIEVED HIGH OUTPUTS.

WEIGHT: Most exact obtainable.

POWER CONSUMPTION: Lowest possible.

WASTE: Negligible.

SAVING: Considerable, due to specially short sacks; COST OF PLANT SAVED IN ONE YEAR.

CASK PACKING MACHINES

KRUPP GRUSONWERK - ANDREAS System.

German Government Patent pend.

Highest Output and Most Exact Weights.

ANDREAS

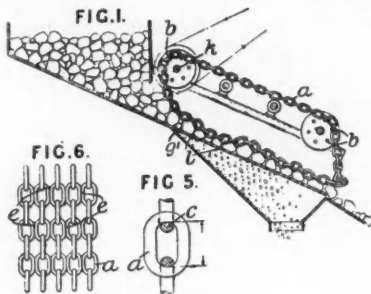
ENGINEERING AND CONSTRUCTION CO., LTD.,
MUNSTER :: WESTPHALIA :: GERMANY.

Please ask for free quotations or visit
by our Engineer without obligation.

after removing one hinge pin the casing may be pivoted about the other. The sectional plates (94) are held in grooves in the casing by stop plates (95) (Fig. 2, not shown), and certain of these plates at the bottom of the casing are removed so that metal particles, etc., may be discharged into recesses formed in the supporting feet (14). An outlet (20) is also formed in the conduit (18) for the discharge of metal particles from the beaters (50). The axial inclination of the webs in the ports may be varied and the webs may be of arrow-head shape in plan. Specification 221,124 is referred to.

Chain Control. Ross, W., Eversley House, Eversley Road, Surbiton, Surrey. July 20th, 1929. No. 336,680.

In means for controlling the flow of materials through a chute, etc., of the kind comprising a series of endless chains (a) driven by bars (b) on a rotary member, some or all of the adjacent chains are joined



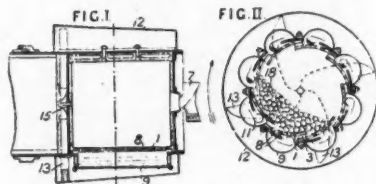
CHAIN CONTROL.

at (c), Fig. 6. The links are preferably of the cross-section shown at (c), Fig. 5. The chains which are not joined have an odd number of links. The bottom (g') of the chute may have apertures (l) for screening, or a wire mesh bottom or one comprising cross bars or roller shafts, or roller shafts and discs either stationary or driven may be provided for this purpose. The screening means may have graduated apertures. The rotary shaft (k) may drive a counter which records the quantity of material delivered.

Grinding and Crushing Mills. FASTING, J. S., 9, Monradsalle, Copenhagen. September 24th, 1929. No. 335,062.

In a tube mill the preliminary grinding chamber is provided with openings throughout its length through which the crushed material falls on to a screening device (9) formed by a number of trough-shaped units

arranged in a circular row outside the grinding plates (1) and individually bulging outward from the same. The material is fed into the preliminary grinding chamber through a hopper (7), Fig. I, and is disintegrated by loose bodies (18), Fig. II, the ground material passing through openings (8) in the lining plates (1). The openings



GRINDING AND CRUSHING MILLS.

are enclosed by the sieves (9) the sifted material falling on to a conical drum (12) and gravitating towards scoops (13) which deliver the material into the following grinding chamber by the aid of a conical projection (15). Guiding surfaces (11) are provided within each sieve (9) which catch all the material passing through the openings (8) and delivers it to the leading edge of the sieve so that the whole of the sifting surface is utilised. The coarse material is returned to the grinding chamber through openings (3).

[The foregoing are taken from "The Illustrated Official Journal" (Patents) by permission of H.M. Stationery Office. Copies of full Specifications may be obtained from the Patent Office, 25, Southampton Buildings, W.C.2, price 1s. each.]

PATENT.

THE Proprietor of the Patent No. 244756 for "Improvements in Processes for Making Hydraulic Cement and Products Produced thereby," is desirous of entering into arrangements by way of licence and otherwise on reasonable terms for the purpose of exploiting the same and ensuring its full development and practical working in this country. All communications should be addressed in the first instance to Haseltine, Lake & Co., 28, Southampton Buildings, Chancery Lane, London, W.C.2.

C E M E N T

AND

CEMENT MANUFACTURE

LE JOURNAL INTERNATIONAL DU CIMENT EN QUATRE LANGUES.

PARTIE FRANÇAISE

PUBLIÉ PAR : CONCRETE PUBLICATIONS, LIMITED,
20, DARTMOUTH STREET, WESTMINSTER, LONDON, S.W.1, ANGLETERRE.

Publié le 20 de chaque mois.

Prix du numéro, 2 schellings.

Abonnement annuel, 24 schellings (Frs. 150), franco.

Nouvelles observations sur la prise apparente du ciment.

L'EXPOSÉ qui suit est une nouvelle contribution de M. Frederick Whitworth, de Bruxelles, à la question de la prise apparente; sa précédente lettre a été publiée dans le numéro d'Avril 1930.

MONSIEUR,—Je me permets de présenter quelques observations au sujet du très intéressant article de M. V. M. Anzlovar, paru dans votre numéro d'Avril 1931, sous le titre " L'influence de la température de mouture sur le temps de prise du ciment."

M. Anzlovar confirme en premier lieu le fait, déjà mentionné par un grand nombre de chercheurs, que lorsqu'un ciment donné contient une quantité moyenne de gypse un peu inférieure à la proportion courante, dans certaines conditions de conservation il acquerra les propriétés des ciments à prise rapide. On a trouvé en outre qu'à la suite d'une aération prolongée, les ciments ainsi définis reprennent leur temps de prise normal; j'ai vérifié ces assertions un grand nombre de fois.

On a dit que ce phénomène était dû à la carbonatation, au contact de l'air, de la chaux libre, ce qui la rend moins soluble; l'action de la chaux sur le processus de la prise serait différée, d'où le temps plus court de la prise. En prolongeant l'aération, il semble possible que la chaux libre se transforme en chaux éteinte, qu'une partie des aluminates riches en chaux s'hydratent par suite de l'humidité de l'air, et que le gypse déshydraté s'hydrate de nouveau; comme résultat, le processus de la prise subit une nouvelle modification, qui se traduit par un temps de prise redevenu court. Je crois devoir suggérer que l'on se trouvait dans des conditions à peu près analogues avec le procédé en

faveur à une certaine époque, d'injecter de la vapeur dans le tube broyeur, en vue de régulariser le temps de prise. Ce procédé, paraît-il, diminuait la résistance du ciment, pour une raison que j'ignore.

M. Konyanagi expose que la prise apparente a complètement cessé de manifester son action perturbatrice, dès qu'il eût ramené le gypse, exprimé en SO_3 , à une teneur comprise entre 0,9 et 1,2%, et cela, malgré la température élevée de la mouture; M. Anzlovar semble vouloir dire que cette quantité de gypse pourrait être inférieure à la quantité optimum, ce à quoi il faudrait imputer que ces ciments se transforment en ciments à prise rapide après leur conservation. D'après ce qui précède, il semblerait que la quantité optimum de gypse varie, pour un même ciment, suivant les circonstances, et qu'en fait il est impossible de la fixer une fois pour toutes. Je suis tenté de croire que, dans les conditions les plus favorables, une quantité de gypse bien inférieure à celle admise généralement comme quantité optimum suffirait pour donner au ciment la propriété de faire prise lentement.

Il y aurait intérêt, et ce serait un point important dans cette discussion, de connaître exactement les conditions dans lesquelles ont été conservés les échantillons que concerne l'article de M. Anzlovar, ou s'ils ont été prélevés sur du ciment en vrac; en passant, je rappellerai que pendant des années, un grand nombre d'usines ont fabriqué du ciment dans lequel la quantité de gypse, exprimée en SO_3 , ne dépassait pas 1,2%, et l'on n'a constaté aucune anomalie, lorsque ces ciments ont été employés après conservation. Je suis convaincu que les petits échantillons de laboratoire ne se comportent pas toujours à la longue de la même manière que le ciment en vrac. Je noterai ici, d'après mon expérience personnelle, que les seuls ciments connus de moi pour se comporter de même sous forme d'échantillon ou en vrac sont ceux fabriqués selon le procédé sec; je ne vois pas encore sur quoi repose cette propriété, et il serait intéressant que parmi vos correspondants, il s'en trouve qui veuillent bien vous communiquer leurs observations à ce sujet (les ciments dont il s'agit sont de composition tout à fait normale).

La question reste par suite entière, de savoir pourquoi M. Konyanagi n'a plus constaté aucune anomalie due à la prise apparente du ciment, après avoir réduit la teneur en gypse, et je crois pouvoir dire qu'il n'est pas le seul à émettre cette assertion, que la prise apparente s'accroît lorsqu'on augmente la teneur en gypse, conjointement avec la température de la mouture.

Ce phénomène ne peut s'expliquer par cette hypothèse que la quantité légèrement plus grande du gypse suffit pour absorber l'excès d'eau, car ces ciments donnent lieu à la prise apparente, même s'ils sont gâchés avec un excès d'eau plus grand que la quantité susceptible d'être absorbée par la quantité de gypse supplémentaire; d'ailleurs, en tapotant légèrement une masse de ciment en état de prise apparente, on voit apparaître immédiatement de l'eau en excès à la surface. L'explication ne peut être trouvée non plus dans le fait que les ions de Ca et de SO_4 arrivent plus rapidement à une certaine concentration, vu que, le gypse étant présent en quantité plus faible, cette concentration ne peut être atteinte plus rapidement; selon toute probabilité, elle le serait même bien plus tardivement, car nous devons admettre que le gypse était déshydraté dans la même mesure dans les deux cas. Le phénomène ne peut être imputé non plus à l'augmentation de la température, suivant l'assertion de M. Anzlovar; l'augmentation de température est en effet légère, et j'ai rarement observé pendant la prise apparente un gain de plus de 2 à 3°, différence qui reste dans la limite des variations de température d'un laboratoire.

J'ai précédemment suggéré dans cette revue que la prise apparente pourrait être occasionnée par la fraction du gypse qui s'est déshydratée pendant la mouture; cette fraction cristallise aux dépens de la masse, et les cristaux en s'enchevêtrant prennent une cohésion suffisante pour s'opposer à la pénétration de l'aiguille qui détermine le temps de prise, tandis que le ciment continue sa prise normale. Pour donner à cette assertion sa portée exacte, j'ajouterai qu'il se peut qu'une partie des substances riches en chaux exercent également une influence sur la prise, et je suggérerai que de telles substances ne peuvent être présentes dans le ciment qu'en faible quantité, pour cette raison que si l'on gâche à nouveau le ciment après avoir laissé la prise apparente se dérouler jusqu'au bout, et cela sans nouvelle addition d'eau, sa résistance ne s'en trouve diminuée en rien.

De nombreux expérimentateurs disent que, s'ils sont gâchés de nouveau après que se soit écoulé un laps de temps considérable, pouvant atteindre 45 minutes dans quelques cas, les ciments à prise apparente bénéficient d'une augmentation substantielle de résistance; j'estime que ce phénomène est commun à la plupart des ciments. Cette constatation s'expliquerait, si l'on admet que l'eau de gâchage est l'objet d'une certaine évaporation, de sorte qu'au moment du tassement dans le moule, le ciment contient une plus faible quantité d'eau que celle qui existait dans le mélange primitif, et, dans ces conditions, la possibilité d'une augmentation de résistance existe certainement, si du moins la prise du ciment n'était pas trop avancée. Il se peut également que le phénomène soit dû à ce que l'eau ait pénétré à une plus grande profondeur dans les particules de ciment, et que la couche gélatineuse qui les enrobe soit ainsi plus épaisse au moment où on tasse le béton dans le moule. Il y aurait un grand intérêt à poursuivre les études sur ce sujet, qui présente certains rapports avec la question d'instabilité de volume, et celle de l'imperméabilité du béton, après sa prise.

J'admets ici, et pour toute cette discussion, que l'expression " prise initiale " concerne un point, choisi empiriquement, que l'on peut l'employer en pratique, mais qu'elle a trait à une chose qui n'existe pas en fait. Je penche vers cette opinion, que la prise normale du ciment est probablement un processus continu sans points remarquables (comme, par exemple, les points de recalescence que présente l'acier pendant son refroidissement), ou que, si de tels points existent, les épreuves actuelles pour déterminer le temps de prise sont impuissantes à les déterminer.

Les substances riches en chaux exercent une influence qui ressort mieux avec les clinkers légèrement cuits, et, ainsi que l'ont constaté MM. Anzlovar et Mehta, il est probable que c'est en raison de cette circonstance que le clinker bien cuit est moins sujet à la prise apparente que le clinker légèrement cuit. Un grand nombre de clinkers parfaitement cuits sont toutefois l'objet d'une prise apparente lorsqu'ils ont été moulus à une température élevée, comme le prouve cette circonstance que les ciments à prise apparente se rencontrent plus fréquemment depuis l'introduction des ciments à durcissement rapide, à teneur élevée en chaux, et ces ciments doivent être bien cuits pour ne pas donner lieu à expansion.

M. Mehta relate avoir assisté à une prise apparente ayant duré de dix à quinze minutes, au bout desquelles la cohésion s'est dissipée, de sorte que l'aiguille servant à mesurer le temps de prise a pu pénétrer entièrement dans la masse. J'ai également constaté, à plusieurs reprises, qu'à la prise apparente succédait un ramollissement, et je pensais d'abord que ce phénomène était imputable aux chocs ou aux vibrations qu'avait subis la masse, et qui avaient

désagrége l'édifice cristallin; j'en suis venu ensuite à penser que le phénomène pouvait être dû à ce que le liquide se concentrait de nouveau, et ramollissait la liaison entre les cristaux. Lorsque ce phénomène se produit, il serait intéressant de connaître la proportion de gypse qui existait dans le ciment, et la température de mouture. Dans mon précédent article, auquel M. Anzlovar fait allusion, il n'était pas dans mes intentions de suggérer que le retard de la prise ne dépendait que de la quantité de SO^3 en solution dans le liquide. Le processus de la prise du ciment a été l'objet d'études non encore closes et d'expériences innombrables, et cela, je crois, sans que les diverses opinions se soient rangées à une conception absolument unanime, ce qui n'a rien de surprenant si l'on considère que les constituants acides et basiques du ciment se combinent incomplètement, et si l'on réfléchit à la complexité que la composition du ciment Portland est susceptible de présenter.

A la suite de ces diverses observations, j'en suis arrivé à la conclusion que la prise apparente du ciment constitue un processus, qui, pour la plus grande partie, est indépendant de la prise normale, et les phénomènes notés par les divers observateurs semblent pouvoir trouver une bonne explication dans la théorie de la cristallisation séparée du gypse déshydraté, dans le ciment.

Avant de conclure, je me permettrai de faire les observations qui suivent, concernant le côté pratique de la question, au point de vue fabrication et emploi du ciment :

(1) La prise apparente du ciment n'altère en rien sa qualité, et on peut admettre qu'elle n'est aucunement nuisible en pratique, si, au moment de la mise en place du béton, on veille à ce qu'il soit dans un état de plasticité suffisante pour remplir tous les vides.

(2) Il est imprudent de diminuer la teneur en gypse pour obvier à la prise apparente, car ce procédé pourrait donner lieu à d'autres difficultés au moment de la prise. Mon expérience me porte à suggérer qu'une proportion de gypse de 1,5 à 2%, exprimée en SO^3 , est suffisante pour la presque totalité des ciments.

(3) Il est inutile et dangereux de tenter d'obvier à la prise apparente du ciment en augmentant la quantité de gypse (ce qui, je le sais, a été fait en certains cas); la limite de 2,75% de SO^3 des Normes anglaises ne devrait jamais être dépassée.

INTERNATIONAL

"CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE"

Tarif des Abonnements.

A cause de l'accroissement considérable du prix de revient de "CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE" sous sa nouvelle forme, il est devenu nécessaire d'élever le prix du numéro à 2 schellings. Le prix de l'abonnement annuel (y compris les frais de port pour tous pays) est de 24 schellings (Fr. 150). Les abonnés actuels, portés sur nos listes et dont l'abonnement est payé d'avance continueront à recevoir la publication aux anciennes conditions, jusqu'à expiration de leur abonnement.

Les abonnements annuels doivent être adressés à "CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE," 20, Dartmouth Street, London, S.W.1, Angleterre, et les publications seront adressées par la poste, régulièrement chaque mois, pour la durée de l'abonnement.

La détermination des dimensions des fines particules.

par W. L. GADD.

Jusqu'à ces temps derniers, on s'est généralement contenté d'exprimer la dimension des petites particules formant les matières pulvérulentes, en indiquant dans quelle proportion elles sont acceptées par des tamis déterminés; en raison des difficultés que présentent la confection et l'emploi des tamis très fins, certaines industries emploient toutefois dans le même but des séparateurs à air, ou des séparateurs fonctionnant avec divers liquides.

On s'est rendu compte, par la suite, que ces renseignements étaient insuffisants, et qu'il était nécessaire de connaître, sinon les dimensions mêmes des particules, mais au moins leurs dimensions extrêmes, ainsi que leurs dimensions moyennes. Ces renseignements sont particulièrement importants en ce qui concerne le ciment Portland, car la valeur d'un ciment, en tant que matériau de construction, dépend dans une très forte mesure de la proportion des plus fines particules, hydrauliquement les plus actives, et dont l'hydratation est à la base des propriétés du ciment, au point de vue prise et durcissement. Tel qu'il sort du four rotatif, le clinker de ciment Portland ne possède pas de propriétés hydrauliques, et ce n'est qu'après avoir été réduit à l'état de poudre fine, que ses particules sont susceptibles de s'hydrater au contact de l'eau, grâce à l'augmentation énorme de la surface offerte à son action.

Il est pratiquement impossible de mesurer avec précision la surface exposée d'une poudre, en raison de la diversité des formes que prennent les particules obtenues par écrasement ou par mouture; toutefois, pour avoir des données comparables, il suffit de mesurer les dimensions linéaires moyennes d'un certain nombre d'entre elles. Il est extrêmement difficile de déterminer le diamètre moyen exact de particules microscopiques, et il est également difficile de mesurer au microscope, avec une précision suffisante, l'épaisseur d'une infime particule; pour les particules relativement grosses, la longueur, la largeur et l'épaisseur peuvent se mesurer en les retournant avec des pincettes très fines. Après avoir mesuré de cette manière un certain nombre de particules de charbon, on a trouvé pour le diamètre moyen un chiffre égal à très peu près à la moyenne arithmétique obtenue par une méthode, décrite plus loin. Les sablottes de ciment, acceptées par le tamis de 16 mailles au centimètre carré, et refusées par celui de 36 mailles, ont une forme grossièrement ellipsoïdale; pour leur diamètre moyen, soit $\sqrt[3]{L \times B \times T}$, on a trouvé un chiffre égal, à 4% près par défaut, au diamètre moyen, tel qu'il résultait des mesures prises dans un seul plan.

Les particules microscopiques de charbon et de ciment ont toutefois une forme bien différente des sablottes grossières qui viennent d'être mentionnées, car elles sont constituées en grande partie d'esquilles et d'éclats d'une grande finesse, qui ont tendance à reposer sur leur côté plat, et dont l'épaisseur est relativement très faible; il s'ensuit que l'on n'est pas fondé à admettre que la relation qui lie l'épaisseur, la longueur et la largeur des grosses particules, soit applicable aux fines particules, d'une dimension linéaire moyenne comprise entre 10 μ et 20 μ . Pour le ciment moulu dans les appareils industriels, les particules les plus fines sont de l'ordre de 1 μ , et l'on admet qu'elles se rapprochent d'une forme approximativement sphérique. On a employé diverses méthodes pour évaluer le diamètre moyen des fines particules en partant de

leurs mesures linéaires, de leur surface ou de leur volume, ainsi que des poids fournis par un échantillon, fractionné suivant différents diamètres; strictement parlant, les termes diamètre moyen ou particule moyenne ne peuvent s'appliquer qu'à l'expression

$$\frac{\sum nd}{\sum n}$$

Le Service des recherches de l'Associated Portland Cement Manufacturers, Ltd., a adopté une méthode pour déterminer cette valeur moyenne, qui est la suivante: on épargille un peu la poudre à examiner sur le tiroir d'un microscope, et on l'examine au moyen d'un objectif travaillant, suivant le cas, aux $\frac{2}{3}$ ou à $\frac{1}{3}$ ème. L'oculaire du microscope est pourvu d'une échelle micrométrique, gravée en dixièmes et centièmes de millimètre au moyen d'une machine à diviser micrométrique. On commence par une extrémité du tiroir, et l'on mesure le diamètre des particules, toujours dans la même direction, sans tenir compte de leur orientation, suivant la droite qui divise chacune d'elles en une ou deux parties apparemment égales (fig. 1, page 763). Lorsque l'on a opéré ainsi sur toute la longueur du tiroir, on le déplace légèrement, pour relever la dimension des particules disposées sur un autre alignement. On relève ainsi généralement la dimension de 500 à 1000 particules, et on obtient leur diamètre moyen en divisant la somme des longueurs mesurées par le nombre des particules. Etant donnée la quantité de ces dernières, leurs différentes orientations se compensent d'après la loi des grands nombres; deux observateurs, ou même davantage, arrivent presque exactement au même résultat, en opérant sur les différentes parties d'un même échantillon.

Quand on doit procéder à l'examen d'un grand nombre de poudres (par exemple diverses fleurs de ciment), il est pénible de relever au microscope la dimension de chaque particule, et cette opération prend beaucoup de temps; pour remédier à cette situation, on a imaginé l'instrument, dit "Obscuro-mètre," représenté figure 2 (page 764).

L'appareil consiste en un tube métallique (B), monté sur le socle en bois (E), sur lequel est fixée la petite lampe électrique (C). Le tube (B) comporte une fente longitudinale, se terminant par une partie à angle droit, par laquelle passe le tube fixé latéralement sur le tube en verre (A), qui repose sur un fourreau intérieur. La distance qui sépare le fond de (A) de la lampe est d'environ 100 mm. Le tube gradué (A) est un cylindre en verre, de 150 mm de longueur et de 20 mm de diamètre intérieur, à fond plat, passé à la meule, et poli; près du fond, on a soudé un petit tube latéral. La graduation est faite en millimètres, sur 10 cm de hauteur. Le flacon (G) est un petit flacon aspirateur ordinaire, de 150 cm³ de capacité, fermé par un bouchon en caoutchouc, traversé par le tube souple d'arrivée d'air (H). Le flacon est relié au tube latéral de A au moyen d'un raccord en caoutchouc, obturé par la pince à ressort (F).

On agite un volume déterminé de la poudre avec un liquide visqueux approprié, que l'on verse ensuite dans le flacon (G), alors qu'il tient la poudre en suspension. On relie le flacon (G) au tube (A), on ouvre la pince, et, en soufflant, on transvase doucement le liquide de (G) en (A), où le niveau monte lentement. L'observateur regarde à l'intérieur de (A) par le dessus, et, dès que le filament de la lampe disparaît entièrement à sa vue, il ferme la pince, et lit avec une loupe la hauteur de la colonne liquide qui occupe (A). L'état de "suspension normale" pris comme terme de comparaison correspond à 0,5 gr de quartz finement moulu, mis en suspension dans 100 cm³ de liqueur sucrée claire (150 gr de pur sucre de canne dans 100 cm³ H₂O). On peut

utiliser tout liquide visqueux transparent, capable de tenir les particules en suspension; la liqueur sucrée convient pour le sable, le charbon, et toutes particules non altérées par l'eau ou le sucre. La substance qui convient le mieux dans le cas du ciment est l'huile de paraffine visqueuse employée en médecine (d'une viscosité très élevée, telle que la fournissent The British Drug Houses, Ltd.).

L'état de "suspension normale" correspond toujours au même volume de poudre, dont le poids diffère selon la matière examinée. La densité du sable de quartz est de 2,65, et celle du ciment fraîchement moulu, de 3,15; pour réaliser, l'état "suspension normale" avec le ciment, il faut en prendre une quantité égale à $\frac{0,5 \times 3,15}{2,65} = 0,5943$ gr. Par suite, avec 0,5943 gr de ciment, mis en suspension dans 100 cm³ d'huile de paraffine visqueuse claire, on réalise pour le ciment l'état de "suspension normale." De même, l'état de "suspension normale" pour le poussier de charbon (densité 1,40) correspondrait à $\frac{0,5 \times 1,4}{2,65} = 0,2641$ gr de charbon dans 100 cm³ de liquide.

On facilite la mise en suspension du ciment, du charbon, et autres particules, en mouillant d'abord la poudre avec un liquide approprié, avant de verser le liquide visqueux. En mouillant par exemple tout juste le ciment avec deux ou trois gouttes d'huile de paraffine déshydratée, on facilite sa mise en suspension dans l'huile de paraffine épaisse; de même, on peut mouiller le charbon à l'alcool avant de l'agiter avec la liqueur sucrée.

L'appareil se trouve dans les meilleures conditions de travail, lorsque la colonne du tube (A) est comprise entre 3 et 5 cm de hauteur, et la concentration doit être ainsi prévue, pour que la hauteur de la colonne soit comprise entre ces limites. Avec de très fines particules, en état de "suspension normale," la hauteur de colonne, créant l'écran opaque, pourrait être de 1 cm ou moins, et l'écart entre la visibilité et la disparition du filament serait trop faible pour permettre une lecture précise. On prend dans ce cas une quantité moindre de ciment, pour réaliser l'état de suspension normale, divisé par 2, 3, ou 4. Pour les grosses particules, si l'état de suspension normale donne une colonne de plus de 5 cm de hauteur, on peut utiliser l'état normal, multiplié par 2, 3, etc.; dans les deux cas, il faut corriger la lecture faite sur le tube (A), en divisant la hauteur dans le premier, et en la multipliant dans le second, par le coefficient adopté.

EXEMPLES :

- (1) Ciment $\frac{N}{2} = \frac{0,5943}{2} = 0,2971$ gr de ciment dans 100 cm³ d'huile de paraffine épaisse.
Hauteur dans le tube (A), correspondant à la disparition = 2,5 cm.
Ramenée à l'état normal = $\frac{2,5}{2} = 1,25$ cm hauteur normale.
- (2) Sable 2 N = $0,5 \times 2 = 1$ gr dans 100 cm³ de liqueur sucrée.
Hauteur dans le tube (A), correspondant à la disparition = 5,65 cm.
 $5,65 \times 2 = 11,2$ hauteur normale.

On trouve le diamètre moyen des particules, en partant de la hauteur normale correspondant à la disparition de la lampe, par la formule $\frac{H + 0,88}{202}$, que fournit l'inclinaison de la courbe, en fait une ligne droite, ayant H et le diamètre comme

coordonnées. Dans les exemples donnés plus haut, les diamètres moyens du ciment et du sable seraient :

$$(1) H=1,25 \text{ cm.} \quad D = \frac{1,25 + 0,88}{202} = 0,0105 \text{ mm.}$$

$$(2) H=11,2 \text{ cm.} \quad D = \frac{11,2 + 0,88}{202} = 0,0598 \text{ mm.}$$

La formule reste applicable à des matières aussi diverses que le charbon, le ciment, le sable, le verre pulvérisé, et les spores végétales. Les indications fournies par l'appareil ne sont pas influencées par l'éclat de la lampe (C), qui n'a par suite pas besoin d'être étalonnée. L'huile de paraffine ou la

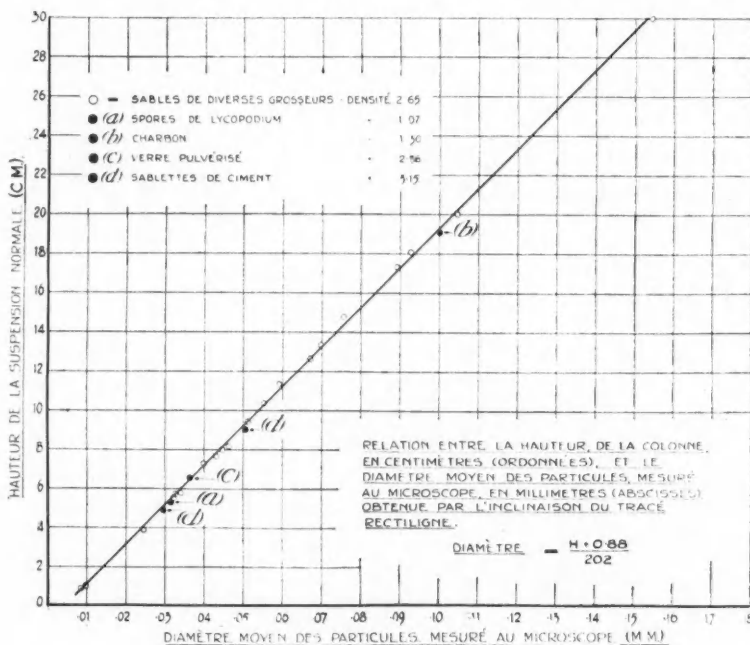


Fig. 3.

substance visqueuse employée, quelle qu'elle soit, doit être maintenue à une température comprise entre 15 et 18°.

La formule donnant la correspondance entre la hauteur et le diamètre a été établie une fois pour toutes, en utilisant un certain nombre d'échantillons de sable de quartz, moulus à différents degrés de finesse, et l'on a reporté sur un diagramme, en ordonnées, la hauteur de la colonne qui fait disparaître la lampe, en prenant pour abscisses les dimensions linéaires moyennes des particules, obtenues en mesurant de 1000 à 2000 d'entre elles au microscope. Pour vérifier si l'appareil était applicable à d'autres substances, on a procédé à des expériences sur le charbon pulvérisé, le verre, le ciment, et également sur des spores végétales naturelles.

Le graphique figure 3 (page 806) montre que tous les points obtenus se trouvent sur une ligne approximativement droite, qui exprime la relation liant la hauteur fournie par l'état de suspension normale, à la dimension des particules, déterminée au microscope.

L'emploi de l'appareil est limité aux particules d'une dimension suffisamment faible pour tenir en suspension dans un liquide, sans obéir à la gravité; il s'ensuit qu'il ne convient pas aux particules refusées par le tamis de 6200 mailles au centimètre carré, ou plus grandes encore. Pour le refus de ce tamis et des tamis à jours plus grands, on opère généralement au microscope pour déterminer la dimension des particules, de la manière indiquée au commencement du présent article.

Fabrique moderne de ciment Portland, équipée de fours verticaux à grille tournante, en Turquie.

Par HORST LAEGER.

LA municipalité d'Ankara (la nouvelle capitale de la Turquie) a fait construire en 1924 une première cimenterie, conçue suivant le système des fours verticaux à grille tournante, et, en raison de la bonne marche de cette usine, la décision a été prise de construire une usine plus importante à Zeytin Bournou, près de la mer, à 8 Km environ de Stamboul. Cette nouvelle usine, appelée Cimentosou Turque ve Kiretchi, a été construite en 1929-30.

En raison des bons résultats obtenus à Ankara avec le système à four vertical, on a opté pour le four vertical à grille tournante quand l'équipement de la nouvelle usine a été mis en question. Tant en Allemagne que dans d'autres pays, il existe des cimenteries d'une production journalière de 250 à 300 tonnes, qui travaillent dans des conditions économiques grâce au système à four vertical à grille tournante, moins onéreux au point de vue bâtiments et exploitation, et avec lequel il est plus aisé de suivre les fluctuations de la demande, de sorte que l'économie réalisée est nécessairement encore plus grande dans les pays moins développés industriellement. Suivant les conditions locales, le système peut rester avantageux pour les usines plus importantes, pouvant atteindre 5000 barils par jour, et même plus.

La Turquie importe encore des quantités considérables de ciment, et on peut admettre que la consommation est d'au moins 250 000 tonnes par an. A ce jour, six cimenteries sont en exploitation sur son territoire, d'une production annuelle de 220 000 tonnes, y compris la nouvelle usine de Zeytin Bournou, qui a une production annuelle d'environ 80 000 tonnes.

En raison de l'emplacement favorable de la cimenterie, il a été possible d'établir le projet du système de four vertical à grille tournante, en tenant compte des derniers progrès dont bénéficie actuellement la fabrication du ciment.

Les matières premières, pierre calcaire et argile, sont acheminées depuis la carrière, sur une distance d'environ 2 Km, par un téléférique aérien. La pierre calcaire est fournie au concasseur à marteaux par un convoyeur à godets;

l'argile arrive de même au corps cylindrique de l'appareil de désintégration, à la sortie duquel l'argile désintégrée est acheminée par un convoyeur à courroie jusqu'au séchoir rotatif. La pierre calcaire concassée est reprise par un élévateur à godets, qui se décharge dans un accumulateur, et à la sortie duquel la pierre calcaire est traitée dans le séchoir à pierre calcaire. Les broyeurs compound pour matières premières et pour clinker ont 2 m de diamètre et 12 m 25 de longueur; tous deux sont des broyeurs "Record" à blindage d'acier et à trois compartiments, supportés aux deux extrémités par des tourillons, avec paliers. Les deux broyeurs sont disposés parallèlement, et les convoyeurs sont ainsi agencés que le broyeur pour matières premières peut être également utilisé pour la mouture du ciment. A la sortie du broyeur, les matières moulues sont acheminées sur l'un des quatre accumulateurs à poudre crue, de 1000 tonnes de capacité chacun. Les quatre accumulateurs à ciment, de la même dimension, sont placés tout à côté, et la même fondation en béton sert pour tous ces accumulateurs.

Deux élévateurs à godets, et deux vis transporteuses montées au-dessus et au-dessous des accumulateurs à poudre crue, permettent simultanément de remplir l'un des accumulateurs, de brasser le mélange d'un deuxième accumulateur, et de décharger le contenu d'un troisième dans la cuvette d'un élévateur à godets, qui reçoit également le combustible arrivant de l'accumulateur à combustible. Pour corriger la composition du mélange, le cuiseur agit, à partir du gueulard du four, sur le plateau tournant qui débite le combustible, et sur une vis transporteuse réglable, à trop-plein; ces deux appareils sont actionnés électriquement.

Le mélange, délivré par l'élévateur à godets au convoyeur mélangeur et humidificateur, est acheminé par une courroie sur les presses installées devant chaque four. Sortant des presses, les matières compressées sont reprises directement par le mécanisme répartisseur, installé à l'intérieur de la calotte des fours. Les fours à grande capacité ne diffèrent que par quelques détails de construction des fours automatiques de type ancien, dont les principales dimensions ont, par contre, été conservées. L'enveloppe en tôle, qui entoure le four sur toute sa hauteur d'environ 9 m 50 (pour un diamètre intérieur de près de 2,75 m), ne comporte comme garnissage qu'une seule couche de briques dynamidon; elle repose sur un socle en béton, à l'intérieur duquel est montée la grille tournante qui forme le fond du four, avec tout le mécanisme qui l'actionne. Les derniers perfectionnements, grâce auxquels la production journalière d'un tel four est passée de 40 ou 50 tonnes à plus de 100, consistent surtout en la meilleure distribution de l'air, qui est fourni par tirage forcé; suivant ce dispositif amélioré actuel, l'air est introduit, partie en dessous de la grille, partie juste au-dessous de la zone de cuisson. On réunit ainsi les avantages d'une consommation d'énergie relativement faible, et ceux d'une cuisson plus rapide, que l'on peut en outre contrôler facilement, et maintenir toujours à la même hauteur. On a supprimé le collage des matières cuites au garnissage du four, en refroidissant le garnissage par une circulation d'air; à cet effet, la zone de cuisson a été entourée d'un jacket dans lequel l'air circule avant de pénétrer dans le four, juste en dessous de la zone de cuisson. Le processus de la cuisson est en outre amélioré par cette disposition au point de vue consommation de chaleur, car la chaleur qui serait autrement perdue par rayonnement est cédée à l'air et réintroduite dans le four. Il s'ensuit qu'à Zeytin Bournou, en faisant une moyenne pour six mois de marche, et en brûlant des fines d'antracite d'un pouvoir calorifique voisin de 6960 cal/Kg, la consommation de combustible a été inférieure à 17% du poids du clinker, le rapport clinker à combustible étant ainsi de 6 à 1.

Chaque four est équipé de deux ventilateurs, chargés de fournir l'air sous pression; il sont tous deux montés au niveau du sol, et actionnés par des moteurs directement accouplés. L'agencement et la dimension de ces ventilateurs sont de la plus grande importance, car le volume de l'intérieur du four est resté pratiquement le même qu'avec les fours d'ancien type, tandis que la vitesse de descente des matières dans le four a été plus que doublée, d'où accélération correspondante du processus de la cuisson.

La grille tournante est également actionnée par un moteur particulier, par l'intermédiaire d'un train à vis sans fin et d'une boîte à quatre vitesses, qui permet de régler sa vitesse de rotation. Le système de vidange à godets, sous sa forme améliorée actuelle, est constitué par trois godets sphériques, fonctionnant successivement; il est enfermé dans un carter en fonte, et également actionné par un moteur directement accouplé. Le clinker tombe dans une fosse aménagée devant les fours, d'où il est acheminé sur le magasin à clinker. Le magasin à clinker est constitué par une partie d'un magasin partiellement couvert, adjacent aux autres bâtiments. Cette méthode de conservation des matières est propre à toutes les cimenteries à four vertical avec grille tournante; ce magasin tout en longueur peut être desservi par une grue roulante, ou encore, comme dans le présent cas, par un système monorail électrique; un seul homme suffit pour tout cet équipement de manutention. A l'une des extrémités des magasins, on peut entreposer le charbon destiné aux séchoirs rotatifs; à la suite se trouve le magasin à anthracite, d'où ce combustible est acheminé sur la trémie d'attente qui alimente les fours. Accolée à ce magasin se trouve la fosse à clinker, d'où une benne automatique reprend le clinker pour le répartir dans le magasin à clinker; le clinker mis en réserve est repris par le même moyen, et délivré à la trémie d'attente qui alimente le broyeur à clinker. La capacité de la benne est suffisante pour que toutes ces opérations puissent s'accomplir successivement. La contenance des accumulateurs installés aux différents points est ainsi calculée, qu'ils forment volant quand on se trouve contraint d'arrêter le système convoyeur qui relie le magasin à l'usine; entre les fours, on a installé un élévateur à godets, qui reprend le clinker et le décharge dans une coulotte orientable, disposée pour le délivrer en un point quelconque du magasin à clinker.

L'atelier d'ensachage est équipé en vue de l'ensachage et de la pesée automatiques, et permet l'emploi de sacs en jute ou en papier.

Le principal débouché de la cimenterie se trouve dans son voisinage immédiat, et une grande partie de la production de ciment est expédiée directement aux consommateurs en camion; l'usine est, en outre, située favorablement en ce qui concerne les autres moyens de transport, le ciment pouvant être expédié directement par voie d'eau ou par voie de fer.

Les divers appareils sont conduits presque partout par des moteurs individuels; les types de moteurs sont en nombre aussi réduit que possible. Les appareils d'alimentation, les élévateurs et les convoyeurs sont également tous du même type. Les divers ateliers sont ainsi prévus, que l'extension future de la cimenterie pourra se faire sans nécessiter de travaux de reconstruction; les bâtiments nécessités par l'agrandissement d'une partie quelconque de l'usine seront directement accolés aux bâtiments existants.

Pendant les six premiers mois de leur marche, les deux fours ont produit journalièrement de 260 à 270 tonnes de clinker. Le broyeur à matières premières "Record" a produit, paraît-il, 26 tonnes par heure, avec 3% de refus sur tamis de 4900 mailles; le broyeur à ciment a une production horaire de 17 tonnes,

avec 6% de refus sur tamis de 4900 mailles. La consommation d'énergie atteint en moyenne 79 kWh par tonne de ciment, fini de fabrication. ; L'usine a été complètement terminée dans le délai de neuf mois, à compter du début des travaux de construction, et a fonctionné en marche continue depuis lors.

L'usine a été entièrement construite sur les plans de la S.A. Curt von Grueber, de Berlin, qui a fourni et monté non seulement les appareils de cimenterie mais aussi les charpentes métalliques, accumulateurs, couvertures, etc. La construction de l'usine, en ordre de marche, non compris l'emplacement et la carrière, a coûté 150 francs environ par tonne de production annuelle, soit environ 12 000 000 Livres sterling au total. Abstraction faite de la carrière et des ateliers d'ensachage et d'expédition, l'usine est desservie par dix à douze hommes seulement, par équipe.

La figure 1 (page 768) est une vue générale de l'usine; la figure 2 (page 769) en donne le plan et une coupe longitudinale: a, concasseur; b, désintégrateur à argile; c, séchoir; d, trémie d'attente pour charbon; e, trémies d'attente pour pierre calcaire et pour argile; f, broyeur compound pour matières premières; g, accumulateurs à matières premières; h, accumulateur à coke; i, fours verticaux à grille tournante; k, ventilateurs à haute pression; l, magasin à charbon, à clinker et à gypse; m, accumulateur à clinker; n, trémies d'attente pour clinker et pour gypse; o, broyeur compound pour clinker; p, accumulateurs pour ciment; q, atelier d'ensachage. Figure 3 (page 770), téléferique aérien venant de la carrière; figure 4 (page 770), atelier de désintégration de l'argile, figure 5 (page 771), broyeurs compound; figure 6 (page 772), presses au-dessus des fours; figure 7 (page 772), équipements de vidange et de ventilation; figure 8 (page 773), magasin à clinker, à gypse et à charbon; figure 9 (page 774), monorail électrique; figure 10 (page 775), atelier d'ensachage.

NOTE DE L'EDITEUR.

L'EDITEUR du " CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE " international invite les lecteurs de ce journal à lui soumettre des articles en vue de leur publication. Les manuscrits peuvent lui être adressés en Anglais, Français, Allemand ou Espagnol; ils seront traduits dans les trois autres langues par des traducteurs spécialistes.

Ces articles auront trait à toutes les nouvelles idées ou développements sur la fabrication, la chimie ou l'essai des ciments, ou à tous les sujets d'un intérêt général pour l'industrie du ciment. On demande aussi des descriptions et des illustrations de nouvelles usines à ciment dans toutes les parties du monde.

Les constructeurs de matériel d'usine pour la fabrication du ciment sont également invités à nous soumettre toutes les informations et illustrations se rapportant au nouveau matériel qu'ils auraient construit et à son installation. Ces articles devront être adressés sous pli recommandé à: The Editor, " CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE," 20, Dartmouth Street, Westminster, London, S.W.1, Angleterre.

Étude comparative de l'industrie du ciment Portland aux Etats-Unis, au Canada, et en Angleterre.—VI.

Par HAL GUTTERIDGE.

Le four.

Le four est probablement la partie de l'équipement d'une cimenterie la plus susceptible d'être perfectionnée; nous nous proposons d'examiner les améliorations dont il a bénéficié à ce jour dans les trois pays considérés, et celles dont la réalisation semble vraisemblable dans un avenir prochain.

Les perfectionnements les plus importants ont porté sur la combustion, et avaient pour objet de la rendre plus complète, que le chauffage s'effectuât au charbon, au gaz, ou aux huiles lourdes. Pour le chauffage au charbon, les améliorations ont consisté à pulvériser le charbon à une finesse plus grande, et à alimenter le four à une allure plus régulière; on a pu réaliser ces améliorations en perfectionnant les équipements de pulvérisation, qui, dans le cas des fours à ciment, se divisent en deux grandes catégories; le système "central," où la pulvérisation se fait dans un équipement indépendant, le charbon pulvérisé étant reçu par des trémies d'attente annexées aux fours, et le système "individuel," où l'appareil de pulvérisation est placé sur la plateforme du brûleur, et débite directement sur le four. Le premier de ces deux systèmes est le plus en faveur aux Etats-Unis et au Canada, alors qu'en Angleterre on emploie presque exclusivement le système individuel. La figure 1 (page 776) représente un pulvérisateur pour charbon, à axe horizontal, système Clarke, Chapman.

La principale amélioration dont a bénéficié le système central réside dans le principe même du pulvérisateur. Le tube broyeur précédemment employé présente cet inconvénient, qu'il fallait faire subir au charbon une opération préliminaire, pour le mettre en état d'être accepté par le tube broyeur; son débit par mètre carré d'encombrement superficiel est faible, et le charbon n'y est pas pulvérisé à un degré de finesse bien régulier. On peut alléguer, il est vrai, que les tubes broyeurs s'usent très peu, et que, même en service continu, leur marche est très sûre. Les pulvérisateurs les plus récents sont à force centrifuge, l'axe étant horizontal ou vertical; ils tournent plus vite que les tubes broyeurs, et le charbon se trouve réduit en particules de la grosseur requise en une seule opération. Le débit par mètre carré d'encombrement superficiel est supérieur de beaucoup à celui des tubes broyeurs, et la finesse d'une bien plus grande régularité.

Parmi les dispositions adoptées pour les appareils à axe vertical, mentionnons celle où la pulvérisation est effectuée par des boulets de grand diamètre, roulant librement sur la piste intérieure d'un anneau-mortier. Les boulets, au nombre de quatre, sont actionnés par des poussoirs, solidaires de bras horizontaux équidistants, se détachant d'un moyeu claveté directement sur l'arbre vertical de commande. L'appareil peut comporter, soit un tamis séparateur, soit un séparateur à air; dans les deux cas, les pièces assurant le broyage sont exactement les mêmes, et les deux appareils ne diffèrent que par le dispositif d'extraction du produit fini. Le pulvérisateur à tamis, représenté en coupe figure 2 (page 777), comporte deux roues à palettes formant ventilateurs, solidaires de l'arbre vertical. Le ventilateur du haut communique au charbon

pulvérisé, fraîchement écrasé, un mouvement ascendant, et le force à traverser le tamis; le ventilateur du bas l'aspire dans l'espace annulaire qui entoure le tamis, pour le refouler sur la conduite de décharge branchée sur le côté de l'appareil. Le pulvérisateur à séparation par l'air comporte à la partie supérieure un séparateur intérieur, qui ne laisse passer que le charbon finement pulvérisé. L'appareil peut être agencé pour alimenter directement les brûleurs, ou pour débiter sur un accumulateur; dans le premier cas, un ventilateur aspirant extrait la poudre fine de l'appareil, et la refoule sur le brûleur. S'il s'agit d'alimenter un accumulateur, on relie la sortie du pulvérisateur à un séparateur cyclone, du fond duquel le charbon pulvérisé s'achemine sur l'accumulateur; de la partie supérieure du cyclone part une conduite sur laquelle on a intercalé un ventilateur, et qui aboutit à la tubulure d'arrivée d'air du pulvérisateur, de sorte que l'air circule continuellement en circuit fermé, sauf échanges avec l'extérieur par un petit orifice chargé de stabiliser dans le système l'air à la pression voulue. Lorsque l'appareil est à tamisage, il faut sécher le charbon avant qu'il n'y entre, mais si la séparation se fait à l'air, le pulvérisateur peut fonctionner en outre comme séchoir; il suffit alors de le brancher sur une conduite d'air ou de gaz chaud. La figure 2 (page 777) représente un pulvérisateur pour charbon, à tamisage, système Lehigh.

Avec le système individuel, l'ensemble du travail de pulvérisation est fait par un seul appareil, monté sur la plateforme du brûleur; cet appareil fonctionne comme séparateur pour tous les corps métalliques ou autres, plus lourds que le charbon; en outre, il pulvérise et sèche le charbon, et débite directement sur le four le charbon pulvérisé, conjointement avec la quantité voulue d'air primaire chaud. Parmi les dispositifs adoptés, mentionnons celui à percuteurs multiples, comportant un système qui arrête les particules à partir d'une dimension prédéterminée, et les retourne au pulvérisateur, pour y subir une nouvelle fragmentation. Pour abaisser l'humidité du charbon, on prélève sur le refroidisseur à clinker de l'air chaud à une température d'environ 200°, que l'on refoule sur l'appareil, où il se trouve en contact avec le charbon pendant sa pulvérisation. Chaque four est équipé d'un pulvérisateur individuel, auquel il est relié directement; dans la pratique, on prévoit en outre des branchements sur les pulvérisateurs voisins, pour qu'en cas d'arrêt accidentel d'un des pulvérisateurs, le four puisse être temporairement alimenté par un autre. La figure 3 (page 779) représente l'installation, récemment faite en Angleterre, de trois pulvérisateurs individuels Edgar Allen, montés sur la plateforme des brûleurs, chauffant les fours d'une cimenterie; les inter-connexions qui existent entre les pulvérisateurs et les fours sont ainsi agencées, que le pulvérisateur No. 2 reste en réserve, et peut débiter au besoin soit sur le four No. 1, soit sur le four No. 2.

Un autre perfectionnement qui concerne la combustion est l'amélioration du contrôle de l'arrivée au four du combustible et de l'air, indispensable à une bonne combustion. Ce n'est que depuis peu que l'on prête à l'arrivée régulière du combustible au four l'attention qu'elle mérite, vu qu'à défaut d'un contrôle positif de l'arrivée du combustible, la qualité d'une combustion ne peut être régulière. Avec le système central, on admettait la plupart du temps qu'il suffisait d'extraire par une vis transporteuse le charbon pulvérisé de la trémie d'attente afférente au four, sans qu'il y ait un dispositif spécial pour obvier au débit variable de la vis; la trémie ne reçoit en effet le charbon que par intermittence, chaque fois que l'équipement de pulvérisation est remis périodiquement en marche, d'où fluctuations inévitables de la hauteur du charbon dans la trémie. En raison de son humidité, et de la compacité inhérente à

une matière finement divisée, le charbon peut se prendre en voûte au dessus de la vis d'extraction et former des cavités; la vis s'engorge au moment où le charbon s'effondre, ce qui produit des à-coups dans l'alimentation.

Dans le dispositif pourvu de l'appareil d'alimentation en charbon pulvérisé "Bailey," pour supprimer ces irrégularités dans l'alimentation, le charbon à la sortie du fond de la trémie est reçu par une grande caisse rectangulaire, après avoir franchi un orifice de dimension suffisante pour ne pouvoir s'engorger. Au fond de cette caisse se trouve un distributeur tournant, à deux bras, qui empêche le charbon de se prendre en masse; ce distributeur dirige le charbon, qui est déjà dépourvu de toute cohésion, sur une roue de dispersion, qui aère largement la masse. Ce mélange tombe dans les compartiments successifs d'un barillet d'alimentation tournant, en s'aérant encore davantage; chaque compartiment se remplit d'une quantité déterminée de poudre fine, de densité constante.

Types de four.

Aussi bien aux Etats-Unis qu'au Canada, et tout particulièrement en Angleterre, la tendance actuelle est de combiner en une unité le four et le refroidisseur. Le premier four de ce genre, installé en Angleterre en 1922, est encore en marche. Dans un four de ce genre, le refroidissement du clinker s'effectue dans des cylindres de petit diamètre, généralement au nombre de douze, montés parallèlement au tambour cuiseur et autour de ce dernier, à la même extrémité que le brûleur. Ces cylindres sont solidaires du tambour cuiseur et tournent avec lui, comme si l'ensemble constituait un seul et même appareil. Après avoir traversé la zone de cuisson, le clinker se déverse par gravité dans les cylindres successifs, à mesure qu'ils approchent du point le plus bas de leur mouvement tournant, et se déplace lentement à l'intérieur de ces petits cylindres, qui se déchargent à l'extrémité opposée. La figure 4 (page 780) représente un four de ce genre, système F. L. Smidth & Co. Le tronçon qui relie le tambour cuiseur à chaque cylindre est rigide et étanche à l'air, et comporte généralement un blindage amovible; un blindage analogue est prévu au point de chute du clinker dans les cylindres refroidisseurs. Pour améliorer la transmission de la chaleur du clinker à l'air frais, on dispose généralement dans les cylindres des chaînes ayant un certain mou, qui favorisent l'agitation du clinker. Un four d'un autre type comporte dans le même but des palettes, montées à l'intérieur d'un prolongement du four, ce qui fait bénéficier le système d'un deuxième dispositif d'agitation en cascade pour le clinker, et améliore encore la transmission de la chaleur de ce dernier à l'air frais venant du dehors. Les palettes sont ainsi agencées, au point de vue dimension et emplacement, qu'elles ne créent pas un obstacle empêchant de surveiller de l'extérieur la zone de cuisson. La figure 5 (page 781) représente le four à refroidisseur multitubulaire "Reflex," système Vickers-Armstrong.

Le principal avantage que présentent les fours à refroidisseur multitubulaire sur les systèmes à refroidisseur indépendant provient de la facilité que procure le premier dispositif pour régler l'arrivée d'air frais, venant du dehors. Dans le dispositif à refroidisseur indépendant, l'air de combustion est une quantité variable, dont on n'est maître que dans une proportion restreinte. L'air entre dans le refroidisseur par son extrémité ouverte, qui forme un orifice entièrement dégagé d'environ 9 m², exposé à toutes les variations des conditions atmosphériques; il s'infiltre également en quantité variable par le raccord tournant qui relie la sortie du refroidisseur au dévaloir à clinker, ainsi que par celui qui existe entre le four, côté brûleur, et la caisse de décharge. Ces

raccords ne peuvent assurer qu'une étanchéité à l'air très précaire, car tous deux sont intercalés entre une pièce fixe et une pièce tournante, en un point où règne une température très élevée.

Lorsque le four et le refroidisseur sont séparés, une méthode pour régler l'air de combustion, employée en Angleterre, consiste à entourer l'extrémité du refroidisseur, côté décharge, par une caisse mise sous pression par un ventilateur actionné par un moteur à vitesse variable. Cette disposition permet de faire varier la quantité d'air avec une précision suffisante, et comme l'air se trouve toujours sous pression, l'air froid extérieur ne peut s'infiltrer par les raccords tournants entre le refroidisseur et le dévaloir à clinker et par la caisse de décharge du four; les pertes d'air chaud sont minimales, et dirigées vers l'extérieur. La pression reste constante à l'intérieur du four, ce qui élimine pratiquement les coups de feu et les retours de flammes, et l'on se trouve généralement dans des conditions favorables à la combustion complète. La figure 6 (page 782) représente ce four rotatif à refroidisseur multitubulaire, construit par MM. Edgar Allen & Co., Ltd.

Dans le cas de l'appareil combiné, four et refroidisseur, l'arrivée d'air, au lieu de se produire par une large ouverture, avec un faible rendement de transmission de chaleur du clinker à l'air, est divisée en un certain nombre de courants correspondant au nombre des cylindres de refroidissement; la transmission de la chaleur s'en trouve facilitée, le clinker et l'air étant en contact plus fréquent et plus intime. La totalité de l'air qui circule dans les cylindres refroidisseurs arrive en outre nécessairement au tambour cuiseur, en raison de la suppression de toute solution de continuité entre l'entrée de l'air et ce dernier. Avec les refroidisseurs multitubulaires, le réglage dans d'étroites limites de la quantité d'air ne présente pas de difficultés, et, en raison de la disposition des cylindres, les variations de pression, dues aux conditions atmosphériques, sont réduites au minimum.

Au point de vue de la construction, le four à refroidisseur combiné est plus simple que celui à refroidisseur indépendant; pouvant être monté au niveau du sol, il ne nécessite pas de fondations importantes, et l'extrémité, côté entrée des matières, se trouvant à un niveau plus bas, il devient inutile d'édifier la chambre à poussières de grandes dimensions que nécessite un four à refroidisseur indépendant. Tous les organes étant groupés, une seule commande suffit, ce qui réduit de beaucoup les pertes par frottement.

La figure 7 (page 783) montre la commande d'un four par engrenages, enfermés dans un carter étanche; cette mécanique est construite par MM. David Brown and Sons, Ltd., de Huddersfield. Le train d'engrenages, à triple réduction, est ainsi disposé que l'arbre moteur et l'arbre mû sont dans le prolongement l'un de l'autre; le premier étage de réduction a une denture taillée droite, le second une denture hélicoïdale simple, et le dernier une denture hélicoïdale double. Dans ces réducteurs de vitesse, tous les arbres sont montés sur paliers à billes ou à rouleaux, ce qui réduit les pertes d'énergie au minimum; la lubrification des paliers se trouve ainsi simplifiée, et l'usure est faible par rapport à celle des coussinets en bronze ou en métal antifriction, de sorte qu'il en résulte une économie, tant sur les frais d'exploitation que sur ceux d'entretien.

Paliers à rouleaux.

Un four fonctionne jour et nuit sans arrêt, et réalise par suite les conditions voulues pour que les paliers à rouleaux procurent le maximum de bénéfices, compte tenu de leur prix d'achat; les fours se prêtent du reste tout spécialement à cette application, qui se fait sans difficulté, et ne nécessite aucune modification

des dispositions générales. L'une des difficultés que comporte l'exploitation d'un four est son couple de démarrage élevé, dû au frottement statique, ce qui implique l'emploi d'un moteur spécialement étudié, ayant au démarrage le couple correspondant. Avec les roulements à rouleaux, cette difficulté se trouve réduite de beaucoup; on peut alléguer, il est vrai, qu'à l'extrémité du four, côté brûleur, les paliers à coussinets lisses résistent mieux à la chaleur qui règne en cet endroit, mais cette critique n'est pas sérieuse, car rien n'empêche de mettre ce palier à rouleaux à l'abri du rayonnement au moyen d'un écran, qui s'oppose à l'action détériorante de la chaleur dégagée.

Aux Etats-Unis, cette application a été réalisée à plusieurs reprises; dans une usine de la Lehigh Valley, en Pennsylvanie, j'ai vu un four de 41 m de longueur, complètement équipé de roulements à rouleaux, qui donnent toute satisfaction, et procurent une économie considérable dans la consommation d'énergie. Dans une usine de l'Illinois, dont l'équipement comporte deux fours de 3 m 40 x 60 m, et deux refroidisseurs de 2 m 75 x 30 m, on a installé partout des roulements à rouleaux "Timken," qui présentent certaines particularités intéressantes. Chaque four est porté en quatre points par des galets, montés sur un portique métallique à deux palées en V renversé, et un massif en béton armé qui sert également pour le mécanisme de commande. La figure 8 (page 785) est une vue photographique de l'ensemble de cette installation, que nous devons à la courtoisie de la société British Timken, Ltd. Les paliers et les galets eux-mêmes comportent plusieurs innovations; chaque galet est fixé sur un socle, les galets des fours ayant 1 m 067, et ceux des refroidisseurs 0 m 610 de diamètre. Les socles sont maintenus par deux boulons réglables (figure 9, page 786), de sorte que l'on peut déplacer transversalement l'ensemble d'un support pour régler la position réciproque des galets et de l'anneau de roulement. Les galets sont montés sur des pivots de 305 mm de diamètre, sur lesquels sont emmanchés quatre roulements à rouleaux coniques de 305 mm, soit deux de chaque côté. Les organes sont à rattrapage de jeu, et les cônes des roulements sont maintenus en place sur l'arbre par un disque de grande dimension fixé par des vis, ce qui rend l'ensemble étanche à la poussière et pratiquement étanche à l'huile. La lubrification se fait sous pression à la graisse consistante. La figure 9 donne le détail des supports à galet du refroidisseur, avec le dispositif pour équilibrer la poussée; les charges par galet sont les suivantes; pour le four, environ 40 tonnes, et pour le refroidisseur, environ 38 tonnes.

La commande des fours et celle des refroidisseurs indépendants se fait d'une manière analogue; dans les deux cas, les moteurs sont accouplés directement au réducteur de vitesse à engrenages, à triple réduction; le dernier pignon engrène avec la grande couronne montée sur le four ou sur le refroidisseur, la réduction globale de vitesse est ainsi dans le rapport de 1 à 100. Pour les commandes principales, l'armature du moteur est toujours équipée de roulements à rouleaux coniques, ainsi que les arbres des pignons et roues du réducteur de vitesse; dans ce dernier, les paliers ne comportent qu'un seul roulement, sauf pour l'arbre qui porte le pignon de commande du tambour, sur lequel sont emmanchés deux roulements à chaque extrémité. Côté pignon, le roulement de l'extrémité de l'arbre est bloqué, et côté roue le roulement est monté dans une boîte qui permet à toute la pièce montée de glisser dans un plan parallèle à l'axe de l'arbre, en prévision des dilatations de ce dernier. On évalue à 25 ch la puissance absorbée par chacun des fours ci-dessus.

Au Canada, à Montréal, les quatre nouveaux fours à refroidisseur combiné de 3 m 40 de diamètre et de 110 m de longueur actuellement en cours de montage seront équipés de roulements à rouleaux.

Aussi bien aux Etats-Unis qu'au Canada, l'emploi de roulements à rouleaux se répand de plus en plus pour les broyeurs, et l'on escompte une généralisation encore plus grande de cette amélioration. Les broyeurs sont les appareils qui, dans les cimenteries, consomment le plus d'énergie; dans une usine traitant des matières dures, les broyeurs à matières premières et ceux à clinker peuvent consommer jusqu'à 75% de l'énergie totale qui lui est nécessaire. Avec les roulements à rouleaux, et sur la base de la puissance dépensée avec les paliers lisses, le bénéfice est d'environ 20%. L'installation des roulements à rouleaux, sur les appareils de broyage, sera décrite en détail ultérieurement, au chapitre ayant trait à la mouture du clinker.

Alimentation en boue.

Dans les trois pays considérés, la méthode habituellement appliquée pour introduire la boue dans le four est basée sur la gravité; autrement dit, la charge de boue arrive continuellement au four par un conduit se rapprochant de la verticale. Après avoir pénétré dans le four à son extrémité supérieure, la boue est désagrégée, en partie seulement, par des chaînes fixées en certains points de leur longueur, points entre lesquels elles ont du mou, ou encore par des palettes agitatrices montées à l'intérieur du tambour.

La méthode par gravité présente deux inconvénients inévitables: en premier lieu, la totalité de l'eau incorporée à la boue arrive au four, auquel incombe le travail de l'en expulser; en second lieu, la boue forme une masse en mouvement, dont il est impossible d'interrompre la continuité. Il résulte de ce dernier état de choses que les gaz du four cèdent leur chaleur à la boue dans de mauvaises conditions, ce qui oblige à la faire circuler lentement dans le four, ou à intensifier le dégagement de chaleur, si l'on veut atteindre une production donnée. Quelle que soit la solution adoptée, la dépense du four en combustible dépasse dans les deux cas la quantité strictement nécessaire, et le rendement thermique en diminue d'autant.

Filtres à boue.—Pour obvier à la situation créée par l'excès d'eau, on a imaginé les filtres à boue, dont l'emploi s'est révélé si satisfaisant à l'usage, qu'à l'heure actuelle, aux Etats-Unis, quelque dix-sept cimenteries se servent de filtres pour déshydrater la boue. Comme les cimenteries employant le procédé sec sont au nombre d'environ quatre-vingts aux Etats-Unis, le seul fait que 20% d'entre elles ont adopté ce procédé d'alimentation, montre de quelle manière avantageuse il remplit son but. Ni au Canada, ni en Angleterre, on ne rencontre de filtres intercalés sur le trajet de la boue.

Outre l'avantage direct d'alléger le travail du four, puisqu'au moins la moitié de l'eau incorporée à la boue se trouve expulsée d'avance, cette disposition présente en outre l'avantage d'introduire des matières dans le four sous une forme qui l'empêche de se mettre en boule, ou de constituer des anneaux; il en résulte que le clinker se présente en morceaux plus petits, et qu'il se scorie à une température plus faible, à moins qu'on ne conserve une température plus élevée pour faire circuler le clinker plus rapidement.

On construit deux sortes de filtres, ceux à disques et ceux à tambour; pour déshydrater la boue, on préfère généralement recourir aux filtres à disques. Ces derniers sont constitués par un certain nombre de disques, qui tournent dans le plan vertical; le nombre et la dimension des disques dépend de la quantité et des propriétés des matières à filtrer. Chaque disque est constitué par un certain nombre de secteurs en bois dur, de qualité spéciale, dont la surface de chaque côté forme des ondulations; le disque est recouvert d'une

enveloppe de fin tissu filtrant. Les disques sont emmanchés dans l'axe sur un arbre horizontal, monté sur la cuve qui contient la boue à déshydrater; la figure 10 (page 787) donne la vue d'un tel appareil, construit par la société Oliver United Filters, Ltd. Les organes sont ainsi agencés que l'intérieur des enveloppes filtrantes se mette alternativement en communication par l'intermédiaire de l'arbre, qui est creux, soit avec une conduite d'air sous pression, soit avec une conduite à vide partiel. A mesure qu'un secteur se plonge dans la boue, il se raccorde au vide partiel, ce qui provoque le dépôt d'une couche de matières solides, tandis que le filtrat traverse le tissu et emprunte l'arbre creux, d'où il est rejeté à la citerne. La figure 11 (page 788) est la vue d'un filtre, prise en bout, avec sa commande et sa tuyauterie; cet appareil est également construit par la société Oliver United Filters, Ltd. Le disque continuant à tourner, le secteur se dégage de la boue, et, par suite du vide qui continue à lui être appliqué, l'eau est extraite du gâteau dans une proportion qui dépend des propriétés de la matière, et du degré de vide. Quand le secteur a effectué un déplacement angulaire approprié, le vide partiel se trouve supprimé, et le secteur est mis par une disposition analogue en communication avec la conduite d'air à faible pression; l'air gonfle l'enveloppe, et détache le gâteau déshydraté, qui tombe sous son propre poids, ou se trouve au moins suffisamment dégagé pour être aisément cueilli par un dispositif mécanique. Le cycle des opérations recommence ensuite.

Pour seconder l'action de l'air, on a disposé un rouleau cannelé, en contact avec le gâteau déshydraté le long de la ligne où il doit se décoller; l'adhérence du gâteau à ce rouleau contribue à le détacher de l'étoffe filtrante. La figure 12 (page 789) montre un tel rouleau, en fonctionnement. Le gâteau décollé tombe sur un convoyeur à courroie installé sous le filtre, qui l'achemine sur la trémie d'alimentation du four, d'où il pénètre dans ce dernier, généralement sous l'action d'une vis transporteuse, avec gaine à circulation d'eau. Dans une usine de Pensylvanie, alimentée en pierre calcaire, j'ai eu l'occasion de voir un nouveau perfectionnement de ce procédé d'introduction du gâteau dans le four, qui consistait à découper dans l'enveloppe du tambour, sur toute la circonférence, et à environ 1 m 80 de l'extrémité supérieure, des lumières obliques d'environ 25 cm de largeur et de 50 cm de longueur. Le gâteau tombait par ces lumières dans le tambour à l'intérieur duquel un dispositif dirigeait le gâteau immédiatement vers l'aval. Pour désagréger le gâteau, on avait prévu des agitateurs hélicoïdaux sur 6 m de longueur, et six rangées d'agitateurs de 25 cm de hauteur, disposées parallèlement à l'axe, sur 5 m 50 de longueur.

Les matières généralement employées à la fabrication du ciment présentent de grandes différences au point de vue aptitude à dégorger l'eau sous l'action du vide; parmi ces matières, celle qui s'y prête le mieux est probablement le laitier granulé, qui nécessite la plus faible surface de filtrage, car il ne contient pas de substances colloïdales susceptibles d'engorger le tissu. Le filtrage des calcaires cristallins se fait également avec facilité, mais lorsque le calcaire contient des substances argileuses, il faut agrandir de beaucoup la surface de filtrage pour obtenir le même débit que si l'on filtrait le laitier, ou le calcaire cristallin. La durée du filtrage se prolonge si la boue contient des schistes, qui sont en fait de l'argile durcie et compacte. Quand on emploie comme matières premières la pierre calcaire et l'argile, on est généralement contraint d'augmenter la surface de filtrage, en raison de la grande affinité physique de l'argile pour l'eau. L'argile se trouve généralement à l'état de très fine division, et engorge par suite le tissu, en s'opposant au libre passage de l'eau à travers

ce dernier. S'il s'agit d'un mélange de marne et d'argile, ces matières sont toutes deux plus ou moins colloïdales, et la marne contient en outre des substances organiques, ayant pour l'eau une affinité physique particulièrement élevée; en raison de ces circonstances, la boue contient une plus grande proportion d'eau, et l'on tire de son filtrage un bénéfice encore plus grand que dans les autres cas.

La déshydratation des matières par filtrage se trouve généralement accélérée, si l'on porte les matières à filtrer à une certaine température, car la viscosité de la plupart des liquides diminue à mesure que leur température augmente. Avec un appareil qui utilise le vide comme moyen de déshydratation, des considérations pratiques limitent la température, qui doit rester dans la région où il se forme peu ou point de vapeur, dont la présence rend plus difficile le maintien d'un vide élevé. Pour le filtrage de la boue, on chauffe généralement à une température comprise entre 30 et 50°. Dans une usine américaine, entre autres, la boue de pierre calcaire et de schiste à 33% d'eau arrive au filtre à 30°, et le gâteau séché en sort à 17 ou 18% d'humidité. Dans d'autres cas, avec une boue, contenant 60% de laitier de haut fourneau granulé et 40% de pierre calcaire, à 34% d'eau, la température d'arrivée au filtre est de 32°; avec une boue contenant 80% de pierre calcaire, 8% de schiste, et 12% de stériles, à 35% d'eau, la température à l'entrée du filtre est de 32 à 38°, et le gâteau sort à 18 ou 19% d'eau; avec une boue de pierre calcaire et de marne à 45% d'humidité, on chauffe à 50°, et le gâteau sort à 26% d'humidité.

Alimentation par boue atomisée.—Le problème du rendement thermique global du four a été attaqué par une voie différente; on s'est proposé d'améliorer la transmission de la chaleur des gaz du four à la boue, en se basant sur cette remarque que les échanges de chaleur entre un gaz et un liquide de températures différentes se font d'autant plus rapidement que la surface de contact est plus grande. Pour appliquer ce principe au four à ciment, on a imaginé le dispositif d'alimentation en boue, connu sous le nom de "Atomiseur Rigby." Dans ce système, la boue est projetée dans le four sous forme d'un jet fin et très divisé; ce jet présente aux gaz du four une surface d'échange infiniment plus grande que les dispositifs fonctionnant par gravité ou par filtrage. On se rendra compte de l'importance de la surface d'échange ainsi réalisée par une comparaison, tirée de la pulvérisation du charbon. Un morceau de charbon de 1 cm³ présente une surface libre de 6 cm²; s'il est pulvérisé à une finesse telle que 85 à 90% en soit acceptés par le tamis de 6200 mailles au centimètre carré, les particules isolées seront au nombre d'environ 6 millions, présentant une surface d'échange approximative de 2000 cm². La surface d'échange se trouve ainsi augmentée dans la proportion de 1 à 300 environ; il en résulte que la transmission de la chaleur des gaz du four, à température élevée, à la boue, est amplifiée dans des proportions considérables ce qui se traduit par un abaissement correspondant de la température des gaz à la sortie du four, qui tombe à 200°.

Le jet, se dirigeant à l'inverse des gaz du four, ces derniers se trouvent lavés, et, avant que les particules ne retombent sur la paroi du four, elles sont déjà suffisamment sèches pour avoir perdu leur tendance à se mettre en boule. Dans le système par gravité, les matières arrivent dans le four sous la forme d'un courant, et se mettent par suite en boule avec une grande facilité, à moins de former des anneaux, en particulier si elles sont de nature colloïdale; cette prise en masse ralentit les échanges de chaleur entre les gaz et les matières, et se traduit inévitablement par une diminution dans la production. Le filtrage de la boue remédie en partie à ces inconvénients.

En pratique, l'atomisation de la boue est effectuée par deux ou trois buses disposées de manière à projeter la boue dans le four sous des angles légèrement différents. Les buses sont réglables en direction et en pression, ce qui permet de modifier l'ouverture des jets, de façon à les répartir, non seulement par rapport à l'axe du four, mais également suivant la longueur de ce dernier. La figure 13 (page 790) montre la tuyauterie de raccordement des buses. La boue se répartit d'autant mieux, que la pression des divers jets n'est pas la même; l'un fonctionne à 5 Kg/cm², et l'autre à une pression légèrement inférieure. De cette manière, les gaz se trouvent lavés dans le four à deux ou trois reprises successives, et par suite pendant une durée plus longue.

La boue arrive sous pression aux buses d'atomisation, alors qu'elle contient encore la proportion normale d'eau; ces buses, logées dans un capot à environ 1 m 50 de l'extrémité du four, sont accessibles à partir de l'extérieur de la chambre à poussières, pour permettre leur nettoyage. Les buses comportent côté sortie un orifice cylindrique de petit diamètre, et une partie médiane conique, à l'intérieur de laquelle on a rapporté une couronne d'aubes hélicoïdales, qui communique au jet sortant un mouvement circulaire.

L'alimentation brevetée par atomiseur, système Rigby, a été installée dans une cimenterie pour la première fois en 1926, en Angleterre. On s'est tout d'abord trouvé en présence d'un dégagement excessif de poussières par la cheminée, mais on a pu, paraît-il, remédier par la suite à ce défaut, et le seul fait qu'il existe à présent, en divers pays, quelque treize usines fonctionnant avec ce dispositif, prouve que le dégagement de poussières a été ramené à une valeur où il cessait d'être nuisible. Parmi ces installations, deux sont en fonctionnement régulier en Angleterre, et une autre est mise en marche par intermittence, quand on veut pousser la production. Aux Etats-Unis, ce système a été installé fin 1930 dans une usine, mais au Canada, il n'existe pas encore d'installation pour l'alimentation par atomiseur.

L'alimentation par atomiseur est basée sur un principe incontestablement juste, car en accélérant les échanges de chaleur entre les gaz et les matières premières, on convertit en travail utile de scorification des matières premières une fraction de la chaleur reçue par le four, plus grande que par tout autre système. La boue bénéficie d'un apport supplémentaire de chaleur, ainsi que le montre la température plus faible des gaz à la sortie du four, ce qui se traduit en pratique par une production accrue pour la même quantité de combustible, ou par des économies de combustible si la production reste la même; s'il y a avantage pour la marche du four, on peut adopter la solution moyenne. Lorsque l'on recherche des sources d'économies dans l'exploitation d'usines existantes, ou dans le projet d'une usine nouvelle, il y a intérêt à prendre en considération l'alimentation par atomiseur, et à évaluer ses avantages par rapport aux autres systèmes d'alimentation en boue.

Combustibles.

Pour la fabrication du ciment Portland, on emploie dans le four comme combustibles le charbon, les huiles lourdes, et le gaz naturel. C'est le charbon dont l'emploi est le plus général, toujours à l'état pulvérisé, mais les huiles lourdes et le gaz se répandent de plus en plus.

Tous ces combustibles sont employés aux Etats-Unis; le tableau ci-dessous, dressé pour 1927 et 1928 par le Department of Commerce des Etats-Unis, permet de se rendre compte de leur importance relative:—

	1927		1928	
	Nombre d'usines.	Fraction % du ciment produit.	Nombre d'usines.	Fraction % du ciment produit.
Charbon	123	80,4	124	79,5
Huiles lourdes	13	7,3	13	7,4
Gaz naturel	4	1,8	6	2,8
Charbon et huiles lourdes ...	2	10,5	3	10,3
Charbon et gaz naturel ...	1		2	
Huiles lourdes et gaz naturel	6		3	
Charbon, huiles lourdes et gaz naturel	4		4	
	153	100,00	155	100,00

Aux Etats-Unis, en faisant une moyenne pour le procédé sec et pour le procédé humide, la consommation apparente était en 1928 de 36 Kg 35 de charbon par 100 Kg de ciment fini de fabrication; en 1927, elle avait été de 37 Kg 65. Les usines à procédé sec, au nombre de 64, indiquent pour 1928 une consommation moyenne de 33 Kg 84 par 100 Kg de ciment, alors qu'en 1927, pour 65 usines, elle avait été de 35 Kg 06. Les usines à procédé humide, au nombre de 60, ont indiqué en 1928 une consommation moyenne de 41 Kg 66 par 100 Kg de ciment, fini de fabrication, alors qu'en 1927 pour 58 usines, elle avait été de 43 Kg 77.

Aux Etats-Unis, en 1927, les usines brûlant exclusivement des huiles lourdes étaient au nombre de 13, avec une consommation moyenne de 32 l par 100 Kg de ciment fini de fabrication; avec le procédé sec, la consommation était de 33 l 40. Les huiles lourdes ont été consommées conjointement avec d'autre combustible en 1927 par 12 usines en plus des précédentes; en 1928, ce nombre a été ramené à 10.

Le gaz naturel en tant que combustible unique a été employé en 1928 par 6 usines; en 1927, ce nombre avait été de 4. La consommation moyenne a été en 1928 de 37 m³ de gaz par 100 kg, alors qu'en 1927 elle avait été de 42 m³, 40. En 1927, le gaz naturel a été utilisé conjointement avec d'autres combustibles dans 11 usines en plus des précédentes; en 1928 ce nombre a été ramené à 9.

Au Canada, à l'heure actuelle, le seul combustible utilisé pour chauffer les fours à ciment est le charbon, mais il semble vraisemblable que l'emploi des huiles lourdes s'introduira très prochainement, car en 1930, on a mis en exploitation trente-sept nouveaux puits à pétrole dans la partie ouest de ce pays. On peut également s'attendre à voir le gaz naturel prendre sa place dans cette industrie, car on se propose de créer des canalisations de gaz à l'ouest, et de procéder à des forages de prospection à l'est.

En Angleterre, l'unique combustible employé est le charbon.

Utilisation des chaleurs perdues.

En cimenterie, la seule base sur laquelle reposent les installations utilisant les chaleurs perdues est la question des économies à réaliser dans l'exploitation. Pratiquement parlant, on peut négliger l'influence favorable ou non qu'exercent ces installations sur la qualité du produit fini, et si elles ont une répercussion quelconque à ce point de vue, elle ne peut provenir que de la température moyenne du four, éventuellement plus élevée, ou du meilleur tirage, ou d'une

augmentation de la quantité des cendres qui s'abattent sur le clinker, si du moins le chauffage se fait au charbon.

Dans toutes les industries soumises à une forte concurrence, on cherche à diminuer les pertes, sous quelque forme qu'elles se présentent. En cimenterie, la perte la plus importante est la chaleur, emportée par les gaz brûlés, et cette question a été attaquée avec succès par deux méthodes, qui diffèrent radicalement entre elles. La première consiste à porter au maximum la chaleur véhiculée par les gaz à la sortie du four, et même à l'augmenter artificiellement, pour satisfaire aux conditions qu'implique la présence d'une chaudière chauffée aux chaleurs perdues, de façon à transformer la plus grande quantité possible de chaleur en travail utile; la seconde méthode consiste à réduire suffisamment la chaleur emportée par les gaz brûlés, pour qu'il n'y ait manifestement plus intérêt à les utiliser aux fins de production d'énergie. La première méthode est appliquée aux Etats-Unis sous forme d'installations à chaleurs perdues, et la seconde a été réalisée en augmentant la longueur du four, ce qui constitue du reste la pratique générale en Angleterre et au Canada.

Pour étudier l'avantage économique éventuel d'une installation à chaleurs perdues, il est impossible de se baser sur une règle générale, les conditions étant par trop variables d'une cimenterie à l'autre. Les propositions des divers constructeurs doivent être considérées avec leurs mérites respectifs; les conditions les plus avantageuses pour une installation de cette nature se réalisent quand on achète au dehors une fraction relativement grande de l'énergie, que le charbon est à bas prix, et que l'usine fonctionne suivant le procédé sec.

Les facteurs essentiels à considérer dans chaque cas sont, entre autres, d'une part les frais de premier établissement de l'installation complète d'utilisation des chaleurs perdues, y compris chaudières, économiseurs, ventilateurs, groupes générateurs, bâtiments, etc., auxquels il faut ajouter l'intérêt du capital investi, ainsi que la dépréciation du matériel, les dépenses en combustible et en entretien; en regard, on portera le coût de l'énergie, si elle est achetée en dehors.

Un autre aspect important de la question est la répercussion qu'exerce la présence d'une installation utilisant les chaleurs perdues sur la marche générale d'une cimenterie; tout équipement auxiliaire est une source latente de dérangements, qui menace d'en interrompre la marche de la cimenterie, en principe continue. Tel est particulièrement le cas de la chaudière à chaleurs perdues, car si l'arrêt accidentel des concasseurs ou des broyeurs n'interrompt pas nécessairement la marche du four, la marche de l'installation à chaleurs perdues est intimement liée à celle du four, et toute interruption ou arrêt accidentel de cette installation se répercute immédiatement sur le fonctionnement du four. Avec les installations modernes à chaleurs perdues, on a rarement des interruptions de service, accidentelles ou non; on installe en outre d'habitude des chaudières auxiliaires, à chauffage indépendant, sur lesquelles se reporte la charge en cas d'interruption de l'installation. Au lieu de recourir aux chaudières auxiliaires, on peut également se raccorder à une source extérieure d'électricité, mais, quelle que soit la solution adoptée, il faut faire entrer en ligne de compte les dépenses qu'elle comporte.

S'il s'agit d'une cimenterie existante, et que l'on examine les avantages éventuels d'une installation à chaleurs perdues, d'autres considérations entrent en ligne de compte, et la question se complique par les sujétions qu'impose la présence du matériel déjà en place. Les principales données dont il faut s'accommoder sont le nombre, la dimension et l'emplacement réciproque des fours, la disposition réciproque de l'extrémité du four, côté entrée des matières, et de la ou des cheminées, ainsi que l'importance de ces dernières. Une autre donnée importante découle du procédé employé, sec ou humide, et, dans ce

dernier cas, de l'emploi éventuel de filtres. S'il existe un grand nombre de fours, mais de faible capacité individuelle, l'installation de l'équipement à chaleurs perdues est plus onéreuse qu'avec des fours de grande dimensions, de la même capacité globale; les fours de faible capacité nécessitent des carnaux, registres et joints d'étanchéité, en plus grand nombre, ce qui augmente le coût de l'installation.

La généralité des cimenteries a recours au tirage mécanique, mais si celle considérée fonctionne avec le tirage naturel, l'installation d'un équipement à chaleurs perdues, avec le réglage mécanique du tirage qu'il comporte, procurera des avantages dont bénéficiera la marche des fours. Lorsque le tirage est naturel, les fluctuations des conditions atmosphériques se répercutent sur le tirage dans une mesure qui nécessite chaque fois un nouveau réglage de l'arrivée du combustible et des matières premières, pour que la scorification du clinker réponde aux conditions requises. Pendant la durée de ces réglages, même avec un personnel expérimenté, il se produit des variations dans la production, qui se traduisent par des pertes.

Aux Etats-Unis, la première chaudière à chaleurs perdues a été installée à titre d'essai en 1897 par M. Bachman, à Nazareth (Pennsylvanie); cette tentative n'a pas été couronnée de succès, principalement en raison des dépôts de poussières qui se formaient sur les tubes de la chaudière. En 1915, il existait trois ou quatre installations à chaleurs perdues, qui étaient à même de fournir alors approximativement la moitié de la vapeur nécessaire au fonctionnement des cimenteries qu'elles équipaient. Le nombre en a passé à 8 en 1919, et à 35 en 1924. En 1929, il existait aux Etats-Unis 57 installations à chaleurs perdues, de sorte qu'une cimenterie sur trois en était pourvue. Le rendement des installations modernes a augmenté dans une proportion suffisante pour qu'elles soient actuellement à même de satisfaire à la totalité des besoins en vapeur des cimenteries.

L'adjonction d'un équipement à chaleurs perdues au matériel d'une cimenterie n'est compatible qu'avec des fours ne dépassant pas une certaine longueur; cette condition est indispensable pour obtenir à la fois un bon rendement à la chaudière et une bonne scorification pour le clinker. Avec les installations modernes à chaleurs perdues, la longueur du four est généralement de 45 m 50 au maximum; dans un cas cependant, le four atteint 53 m de longueur. En Angleterre et au Canada, la longueur moyenne des fours est d'environ 76 m.

En l'absence d'installation à chaleurs perdues, la tendance est bien nette d'allonger encore les fours pour abaisser la température des gaz à la sortie; on peut citer à ce sujet des fours de 122 m de longueur aux Etats-Unis, et au Canada, des fours de 110 m sont actuellement en cours de montage. A la sortie de fours aussi longs, la température des gaz est si basse, que, selon toute vraisemblance, la transformation en énergie de la chaleur qu'ils véhiculent serait peu économique.

Les figures 14 et 15 (pages 791 et 792) représentent une installation type de chaudière à chaleurs perdues, faite par la Edge Moor Co.; la figure 16 (page 793) est la vue photographique d'une chaudière à chaleurs perdues, de 635 m² de surface de chauffe, complétée par un surchauffeur donnant 140° de surchauffe à la vapeur engendrée, et par un économiseur, fournis par Babcock & Wilcox, Ltd.

(A suivre.)

* Le premiers articles de la même série ont paru dans les numéros de Novembre 1930, et de Janvier, Février et Avril 1931.

C E M E N T

AND

CEMENT MANUFACTURE

DIE INTERNATIONALE ZEMENTZEITSCHRIFT IN VIER SPRACHEN.

DEUTSCHER TEIL

VERLEGT BEI CONCRETE PUBLICATIONS, LIMITED,

20, DARTMOUTH STREET, WESTMINSTER, LONDON, S.W.1, ENGLAND.

Erscheint am 20 jeden Monats. Preis 2 Schilling das Heft. Postfreier Jahresbezug 24 Shilling.

Weitere Beobachtungen zu dem falschen Abbinden von Zement.

DIE folgende Abhandlung ist ein weiterer Beitrag von Herrn Frederick Whitworth (Brüssel) zu der Frage des „falschen Abbindens.“ Die frühere Zuschrift erschien im Aprilheft des Jahres 1930.

Sehr geehrte Herren! Ich möchte einige wenige Beobachtungen zu dem sehr interessanten Artikel von V. M. Anzlovar im Aprilheft des Jahres 1931 über die „Mühlentemperatur und die Abbindezeit des Zements“ mitteilen.

Zunächst bestätigt Anzlovar eine Tatsache, die von vielen anderen Beobachtern berichtet ist, nämlich, dass gewisse Zemente, die gewöhnlich einen etwas niedrigeren Gehalt an Gips haben, unter bestimmten Lagerungsbedingungen rapidbindende Eigenschaften entwickeln. Es ist weiter festgestellt worden, dass bei fortgesetzter Durchlüftung dieser Zemente sie wieder normale Abbindezeiten aufweisen. Ich habe solches bei einer Zahl von Fällen ermittelt.

Es ist festgestellt worden, dass dieses Phänomen durch den in Berührung mit Luft karbonisierten freien Kalk verursacht wird, und dass dieser weniger leicht löslich gemacht wird. Der Einfluss auf den Abbindeprozess wird verzögert, wodurch verkürzte Abbindezeiten entstehen. Bei weiterer Durchlüftung scheint es möglich, dass der freie Kalk abgelöscht wird, und dass ein Teil der hochkalkhaltigen Aluminate durch die Luftfeuchtigkeit hydratisiert wird; auch kann entwässerter Gips wieder mit dem Ergebnis Wasser aufnehmen, dass der Abbindeprozess erneut beeinflusst und das Abbinden wieder verlangsamt wird. Ich möchte zu überlegen anheimstellen, dass sich etwas ähnliches ereignete, wie, als es eine Zeitlang üblich war, Dampf in die Rohrmühle mit der Absicht einzublasen, die Abbindezeit zu regulieren. Es ist behauptet worden, dass dieses Verfahren die Festigkeit des Zements beeinträchtigt. Es ist mir nicht bekannt, welche Gründe hierfür angeführt werden.

Herr Koyanagi berichtet, dass er durch falsches Abbinden dann keine Unannehmlichkeiten mehr hatte, als er den Gipsgehalt auf ein Aequivalent von 0,9 bis 1,2% SO_3 reduzierte selbst bei hohen Mühlentemperaturen. Herr Anzlovar behauptet offenbar hiergegen, dass die Gipsmenge unterhalb der optimalen Menge liege, und er glaubt, dass daher solche Zemente nach dem Ablagern rapidbindend werden. Nach dem bisher Mitgeteilten dürfte es so scheinen als ob die optimale Gipsmenge für die verschiedenen Verhältnisse bei dem gleichen Zement schwankt, und dass tatsächlich für die Menge kein fester Wert angegeben werden kann. Ich neige zu der Ansicht, dass unter günstigsten Bedingungen eine wesentlich niedrigere Menge, als sie gewöhnlich für optimal angesehen wird, genügen dürfte, um den Zement langsambindend zu machen.

Es dürfte für die Diskussion von Interesse und Bedeutung sein, genau zu wissen, unter welchen Bedingungen die von Herrn Anzlovar erwähnten Proben gelagert wurden. Wenn sie aus loser Lagerung entnommen wurden, so möchte ich erwähnen, dass viele Werke seit Jahren Zement herstellen, bei welchem die Menge des Gipszusatzes ein Aequivalent von 1,2% SO_3 nicht überschreitet, und es haben sich keine Störungen bei Verarbeitung dieser Zemente nach der Lagerung ergeben. Ich bin überzeugt, dass kleine Laboratoriumsmuster nicht in der gleichen Zeit zur Reife gelangen wie Zement in loser Haufenlagerung. Ich möchte an dieser Stelle aus persönlicher Erfahrung heraus feststellen, dass die einzigen mir bekannten Zemente, die sich derart verhalten, nach dem Trockenverfahren hergestellte Zemente gewesen sind, obwohl ich z.Zt. nicht übersehe, dass solches einen Einfluss besitzt, und es dürfte daher interessant sein, über Beobachtungen von einigen Ihrer Mitarbeiter zu hören. Die Zemente, auf die ich mich beziehe, besaßen durchaus normale Zusammensetzung.

Es bleibt daher die Frage offen, warum Herr Koyanagi keine weiteren Störungen durch falsches Abbinden nach Herabsetzung des Gipsgehalts erfuhr, und ich möchte darauf verweisen, dass er mit seiner Auffassung sicher nicht allein dasteht, wonach höherer Gipsgehalt in Verbindung mit hohen Mühlen-temperaturen ausgesprochene Falschbinder ergibt.

Dieses ist nicht durch die Annahme erklärlich, dass die etwas grössere Gipsmenge das überschüssige Wasser absorbiert, da diese Zemente selbst dann falsche Abbindezeiten liefern, wenn sie mit einem grösseren Wasserzusatz angemacht werden, als durch die Sondermenge an Gips absorbiert werden kann. Ueberdies zeigen die falsch abbindenden Massen sofort bei leichtem Daumen-druck einen Wasserüberschuss an der Oberfläche. Es kann auch nicht mit einer schnelleren Konzentration der Ca - und SO_3 -Ionen erklärt werden, da bei geringerem Gipsgehalt diese Konzentration nicht schneller erreicht werden könnte. Andererseits dürfte es wahrscheinlich wesentlich später sein, wenn wir annehmen, dass der Gips in beiden Fällen weitgehend dehydriert war. Auch kann die Erscheinung nicht auf den Temperaturanstieg zurückgeführt werden, wie dieses Herr Anzlovar feststellt, denn der Temperaturanstieg ist geringfügig, und selten fand ich einen 2 bis 3° C. überschreitenden Anstieg beim falschen Abbinden. Ein solcher liegt aber im Rahmen der Temperaturänderungen im Laboratorium.

Ich habe früher in dieser Zeitschrift anheimgestellt, anzunehmen, dass dieses Falschbinden möglicherweise durch einen Teil des Gipses hervorgerufen wird, der während des Mahlens dehydriert wird, in der Masse auskristallisiert und dessen Kristalle mit genügender Kohäsion derart ineinandergreifen, dass sie die Abbindezeitnadel aufhalten, während der Zement selbst seine normale Abbindezeit beibehält. Ich möchte diese Auffassung modifizieren durch Verweisen darauf, dass möglicherweise einige der hochkalkhaltigen Verbindungen ebenfalls

auf das Abbinden einen Einfluss ausüben können, und ich möchte annehmen, dass diese letzteren aus dem Grunde eine sehr kleine Menge darstellen, weil beim erneuten Anmachen falsch abgebundener Zemente, nachdem man das falsche Abbinden sich vollständig entwickeln liess, sie ohne Zusatz weiteren Wassers keinen Festigkeitsabfall aufweisen.

Es ist von vielen Beobachtern berichtet worden, dass falsch abgebundene Zemente beim Neuanmachen nach dem Verstreichen erheblicher Zeit,—bis zu 45 Minuten in einigen Fällen—, tatsächlich einen Festigkeitszuwachs aufweisen; diese Erscheinung ist meiner Ansicht nach den meisten Zementen gemeinsam. Diese letztere Tatsache kann durch die Möglichkeit einer gewissen Verdunstung des Anmachewassers erklärt werden so, dass der Zement beim Verdichten in der Form eine geringere Wassermenge enthielt als in der Originalmischung vorhanden war. Unter diesen Voraussetzungen ist ein Festigkeitszuwachs möglich, sofern das Abbinden des Zements nicht zu weit vorgeschritten war. Andererseits kann es darauf beruhen, dass das Wasser tiefer in die Zementteilchen eingedrungen ist, und dass die gelartige Schicht um diese stärker zu dem Zeitpunkt war, bei dem der Beton in der Form verdichtet wurde. Eine weitere Untersuchung dieser Frage dürfte von grossem Interesse sein und einen Einfluss auf die Volumenänderungen und die Undurchlässigkeit von abgebundenem Beton haben.

Ich setze an dieser Stelle und bei der ganzen Diskussion voraus, dass die Bezeichnung „Abbindebeginn“ ein empirischer Punkt ist, der für praktische Zwecke Verwendung findet, tatsächlich aber gar nicht existiert. Ich neige zu der Auffassung, dass das normale Abbinden des Zements ein kontinuierlicher Prozess ohne feste Punkte ist wie z.B. die Wiedererhitzungspunkte von abkühlendem Stahl, oder aber, dass, wenn solche Punkte existieren, es nicht solche sind, wie sie durch die gegenwärtigen Abbindezeitprüfungen bestimmt werden.

Wahrscheinlich ist der Einfluss der hochkalkhaltigen Verbindungen, der bei schwach gebranntem Klinker Bedeutender sein dürfte, die Ursache für die von Anzlovar und Mehta berichtete Tatsache, dass gar gebrannter Klinker falsches Abbinden nicht so leicht wie Schwachbrandklinker erfährt. Trotzdem weisen viele gar gebrannte Klinker Falschbinden auf, wenn die Mahltemperatur hoch gewesen ist, was durch die Tatsache bewiesen wird, dass falschbindende Zemente häufiger seit der Einführung hochwertiger Zemente und von Zementen mit hohem Kalkgehalt vorkommen, und diese Zemente müssen gut gebrannt sein, um Treiben zu vermeiden.

Herr Mehta berichtet von einem falschen Abbinden nach zehn bis fünfzehn Minuten, wobei der Zusammenhang wieder verloren geht und später die Abbindezeitnadel völlig durchdringt. Ich habe auch bei verschiedenen Gelegenheiten ein Abschwächen des falschen Abbindens festgestellt, und ich dachte zuerst, dass es darauf beruhe, dass die Masse Stösse oder Vibrationschwankungen erfahren habe, welche ausreichend waren, um die Kristallstruktur zu zerstören, doch habe ich mir seitdem überlegt, dass es möglicherweise auf neuer Konzentrierung der Flüssigkeit beruht, die den Kristallverband schwächt. Es dürfte, den Prozentgehalt an anwesendem Gips und die Mahltemperatur beim Vorkommen des Falschbindens zu erfahren, interessant sein. Es war nicht meine Absicht, in meinem vorigen Artikel, auf den Herr Anzlovar sich beruft, anzuregen, dass die Verzögerung des Abbindens allein auf dem gelösten Teil an SO_3 in der Flüssigkeit beruht. Der Prozess des Abbindens von Zement ist der Gegenstand endloser Untersuchungen und

zahlreicher Experimente gewesen, ohne dass nach meiner Ansicht einhellige Auffassungen erreicht worden sind, was auch nicht überraschend ist, wenn man sich die unvollständige Bindung der sauren und basischen Bestandteile und die möglicherweise komplexe Natur der Portlandzementzusammensetzung überlegt.

Aus verschiedenen Beobachtungen gelangte ich zu dem Schluss, dass das falsche Abbinden des Zements ein zum grössten Teile vom normalen Abbinden verschiedener Prozess war, und die von verschiedenen Beobachtern festgestellten Tatsachen scheinen mit der Theorie einer gesonderten Kristallisation des dehydrierten Gipses im Zement gut in Einklang zu sein.

Bevor ich schliesse, möchte ich noch folgende Bemerkungen hinsichtlich der praktischen Seite dieser Frage vom Gesichtspunkte der Fabrikation und Verarbeitung machen:

(1) Das falsche Abbinden beeinträchtigt in keiner Weise die Zementqualität, und es kann als harmlos für alle praktischen Zwecke angesehen werden, wenn Vorsorge getroffen wird, dass der Beton zum Zeitpunkt des Schüttens sich in genügend plastischer Konsistenz befindet, um alle Hohlräume auszufüllen.

(2) Es ist nicht richtig, den Gipsgehalt, um das falsche Abbinden auszurotten, so weit zu reduzieren, dass andere Schwierigkeiten beim Abbinden entstehen können. Aus meiner Erfahrung heraus möchte ich anregen, dass ein Aequivalent von 1,5 bis 2,0% SO_3 für fast alle Zemente ausreichend sein sollte.

(3) Es ist zwecklos und zugleich gefährlich, den Versuch zu machen zwecks Verhinderung des falschen Abbindens, die Gipsmenge zu steigern. Dieses ist, wie ich weiss, gelegentlich vorgekommen. Die englische Normengrenze von 2,75% SO_3 sollte nicht überschritten werden.

ANMERKUNG DER SCHRIFTFÜHRUNG.

DER Herausgeber der internationalen Zeitschrift „CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE“ fordert die Leser dieser Zeitschrift auf, ihm Artikel zur Veröffentlichung zur Verfügung zu stellen. Das Manuskript kann in englischer, französischer, deutscher oder spanischer Sprache eingereicht werden und wird in die drei anderen Sprachen durch Fachleute übersetzt.

Es werden Abhandlungen erbeten über alle neuen Gedanken oder Entwicklungen in der Herstellung, Chemie oder Prüfung von Zement oder über verwandte Themata, die für die Zementindustrie von allgemeinem Interesse sind. Beschreibungen und Ansichten neuer, in allen Teilen der Welt errichteter Zementfabriken sind ebenfalls willkommen.

Die Hersteller von Zementmaschinen sind ebenfalls aufgefordert, Mitteilungen und Ansichten zur Verfügung zu stellen, welche sich auf neue von ihnen erbaute Werke und Neueinrichtungen ihrer Fabriken beziehen. Derartige Beiträge sind eingeschrieben zu senden an den Herausgeber von „CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE“, Dartmouth Street 20, Westminster, London, S.W.1 (England).

Das Messen kleiner Teilchen.

von W. L. GADD.

Bis vor kurzem ist die Grösse kleiner Teilchen von pulverisiertem Material allgemein als der durch gewisse Siebe passierende Anteil ausgedrückt worden, obwohl in einzelnen Industriezweigen Sichtapparate, welche Luft oder Flüssigkeiten verwenden, in Gebrauch gekommen sind wegen der Schwierigkeiten bei der Herstellung und Verwendung sehr feiner Siebe.

Man hat indessen jetzt erkannt, dass noch etwas mehr vonnöten ist, und dass es erforderlich ist, die Abmessungen der Teilchen zu kennen oder zum wenigsten ihre Grenzen und ihre durchschnittliche Grösse. Dieses hat sich besonders mit Hinblick auf den Portlandzement nötig erwiesen, weil der Wert eines Zements als Baustoff sehr stark von dem Anteil der feinsten und hydraulisch aktivsten Teilchen abhängt, zumal die Hydratation die Abbinde- und Erhärtungseigenschaften des Materials bewirkt. Portlandzementklinker besitzt, wenn er den Drehofen verlässt, keine hydraulischen Eigenschaften, und erst nach dem Mahlen zu feinem Pulver ist die enorm gesteigerte Oberfläche in der Lage, dass die Teilchen in Wasser hydratisieren.

Eine genaue Messung der Oberfläche eines Pulvers ist praktisch unmöglich wegen der verschiedenen Formen, die durch die verschiedenen Arten der gebrochenen und gemahlenen Teilchen bedingt sind; doch kann man Vergleichswerte durch Messen der mittleren linearen Dimensionen einer Anzahl erhalten. Der wahre mittlere Durchmesser mikroskopisch kleiner Teilchen ist nur sehr schwer bestimmbar, da Messen nach drei Dimensionen erforderlich und es schwierig ist, die Stärke eines kleinen Teilchens unter dem Mikroskop mit einigermaßen ausreichender Genauigkeit zu messen. Die Länge, Breite und Stärke verhältnismässig grosser Teilchen kann durch Umwenden der Teilchen mit feinen Zangen bestimmt werden. Eine Zahl so gemessener Kohleteilchen besaßen einen mittleren Durchmesser, der ziemlich genau dem arithmetischen Mittel entsprach, das nach einem nachher zu beschreibenden Verfahren erhalten war. Zementgriespartikel von einer Grösse, bei der diese ein Sieb von 16 Maschen/qcm passierten, aber von einem solchen mit 30 Maschen/qcm zurückgehalten wurden, erwiesen sich als angenähert ellipsoid, und der Mittlere Durchmesser $\sqrt[3]{L \times B \times T}$ stellte sich als 4% kleiner als der mittlere Durchmesser heraus, der mit einem Planometer gemessen war.

Die Formen mikroskopisch kleiner Kohlen- oder Zementteilchen sind indessen von den oben erwähnten grösseren Griesen ganz verschieden, da sie zum grossen Teile aus dünnen Schuppen und Splintern zusammengesetzt sind, die die Tendenz haben, auf ihren flachen Seiten zu liegen, und die verhältnismässig geringe Stärke besitzen. Man kann daher nicht annehmen, dass das Verhältnis von Stärke, Länge und Breite der grösseren Teilchen auf die kleineren auch zutrifft. Das Vorstehende bezieht sich auf Teilchen von mittlerer linearer Dimension zwischen 10 und 20 μ . Die feinsten Zementteilchen in handelsüblicher Mahlung besitzen die Grössenordnung von 1 μ , und es besteht die Tendenz anzunehmen, dass diese fast kugelige Form haben. Verschiedene Methoden sind angewendet worden, um den durchschnittlichen Durchmesser kleiner Teilchen zu berechnen auf Grund linearer Messungen, auf Grundlage der Oberfläche oder des Volumens und auf Grund des Gewichts von Fraktionen

von Partikeln mit verschiedenem Durchmesser. Der Begriff des durchschnittlichen Durchmessers oder der mittleren Teilchengrösse kann nur genau auf den Wert für $\frac{\sum nd}{\sum n}$ angewendet werden.

Das Verfahren zur Erhaltung dieses Durchschnitts, das von der Forschungsabteilung der Associated Portland Cement Manufacturers, Ltd. angewendet wurde, ist folgendes: Das zu prüfende Pulver wird auf einem Objektträger leicht ausgestreut und je nach Erfordernis mittels eines $\frac{2}{3}$ oder $\frac{1}{3}$ Objektivs geprüft. Der mikroskopische Teil fürs Auge ist mit einer Mikrometerskala versehen, die mittels eines Gradmikrometers in 1/10 und 1/100 mm geteilt ist. Wenn man an der einen Seite des Objektträgers beginnt, so werden die Durchmesser der Teilchen nur in einer Richtung gemessen ohne Rücksicht auf die Stellung der Partikel und zwar mittels einer Linie, welche jedes Teilchen in offenbar zwei gleiche Flächen teilt (Abb. 1, Seite 763). Wenn man über den Objektträger hinweggearbeitet hat, so wird er etwas aufwärts bewegt, und es wird eine andere Linie von Teilchen in gleicher Weise gemessen. Gewöhnlich werden auf diese Art 500 bis 1000 Teilchen gemessen, und der mittlere Durchmesser wird erhalten durch Division der Zahl der Messungen durch die Zahl, gemessener Teilchen. Bei einer genügenden Anzahl gemessener Teilchen gleicht das Gesetz der Mittelwerte ihre Position aus und zwei oder mehr Beobachter werden genau das gleiche Ergebnis erhalten, wenn sie mit verschiedenen Teilen der Probe arbeiten.

Wenn grosse Zahlen von Pulvern wie Zementmehle untersucht werden sollen, so ist die mikroskopische Messung der Einzelteilchen ermüdend und beansprucht überdies viel Zeit. Zur Vermeidung ist ein, „Dunkelmesser“ benannter Apparat konstruiert worden. Dieses Instrument ist auf Abbildung 2 (Seite 764) abgebildet.

Der Apparat besteht aus einem Metallrohr (B), das in einem Holzblock (E) montiert ist, welch letzterer am Fusse die kleine elektrische Birne (C) trägt. Das Rohr (B) besitzt einen Längsschlitz mit einer rechtwinkligen Drehung am Boden, um das Seitenrohr des Glasrohrs (A) einzubringen. Dieses steht auf einer inneren Auskragung. Der Abstand des Bodens von (A) bis zur Birne beträgt 10 cm. Das Messrohr (A) ist ein Glaszylinder von 15 cm Länge und 2 cm lichtem Durchmesser mit flachem und poliertem Boden. Es ist mit einem kleinen Seitenrohr dicht am Boden ausgerüstet. Es ist bis zu 10 cm der Länge in mm geteilt. Die Flasche (G) ist eine gewöhnliche kleine Aspiratorflasche (Volumen 150 ccm), die mit einem Gummistopfen und einem beweglichen Blasrohr (H) versehen ist. Die Flasche ist mit dem Seitenrohr von (A) durch einen Gummischlauch verbunden und durch einen Quetschhahn abgeschlossen.

Ein bestimmtes Pulvervolumen wird mit einer geeigneten viskosen Flüssigkeit aufgeschüttelt und die Suspension in die Flasche (G) gefüllt. Diese ist mit dem Rohr von (A) verbunden. Der Quetschhahn wird geöffnet und die Flüssigkeit läuft allmählich nach (A), in der sie langsam steigt. Sobald der Glühfaden der Lampe völlig ausser Sicht verschwindet,—beim Hineinsehen in (A) von oben—, wird der Quetschhahn geschlossen und die Höhe der Flüssigkeitssäule in (A) mit einer Linse abgelesen. Die „Normalsuspension“ besteht aus 0,5 g fein gemahlenem Quarz, der in 100 ccm klarer Zuckerlösung (150 g reiner Rohrzucker in 100 ccm H₂O) suspendiert ist. Jede durchsichtige viskose Lösung, die die Teilchen in Suspension erhält, kann verwendet werden. Zuckerlösung ist geeignet für Sand, Kohle oder andere Stoffe, die von Wasser oder Zucker nicht beeinflusst werden. Das passendste Mittel für Zement ist viskoses

Medizinalparaffin (besonders hohe Viskosität; geliefert von der Firma The British Drug Houses Ltd.).

Da eine „Normalsuspension“ stets das gleiche Normalvolumen an Pulver enthält, schwankt das Gewicht mit der Art des untersuchten Materials. Quarz besitzt eine Dichte von 2,65 und frischer Zement eine solche von 3,15. Um daher eine Normalsuspension von Zement herzustellen, beträgt das zu nehmende Gewicht

$$\frac{0,5 \times 3,15}{2,65} = 0,5943 \text{ g.}$$

Also sind 0,5943 g frischer, in 100 ccm klarem viskosem Paraffin suspendierter

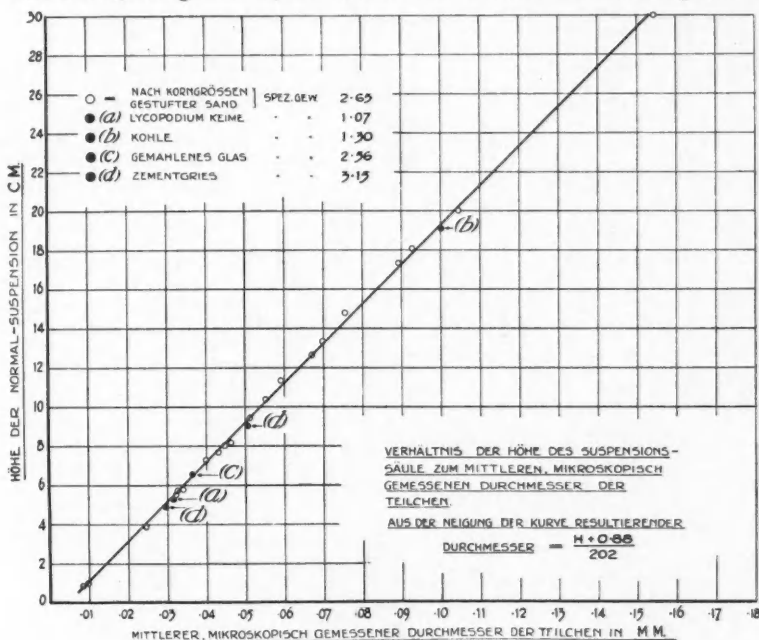


Abb. 3.

Zement die „Normalsuspension“ von Zement. In gleicher Weise würde die „Normalsuspension“ von Kohle (Dichte 1,40) betragen:

$$\frac{0,5 \times 1,40}{2,65} = 0,2641 \text{ g in 100 ccm Flüssigkeit.}$$

Die Suspendierung von Zement, Kohle und anderen Stoffen wird erleichtert durch leichtes anfängliches Anfeuchten des Pulvers mit passenden Flüssigkeiten, bevor das viskose Medium zugesetzt wird. Anfeuchten des Zements mit zwei oder drei Tropfen getrockneten Paraffinöls erleichtert die Suspendierung in dem dicken Paraffin, während Kohle mit Alkohol angefeuchtet werden kann, bevor sie mit der Zuckerlösung gemischt wird.

Der Apparat arbeitet am besten, wenn die Höhe der Flüssigkeitssäule im Rohr (A) zwischen 3 und 5 cm liegt, und die Konzentration sollte so vorgesehen

werden, dass sich eine Flüssigkeitssäule innerhalb dieser Grenze ergibt. Eine „Normalsuspension“ von sehr feinen Teilchen kann eine Verdunkelungshöhe von 1 cm oder weniger ergeben, und der Spielraum zwischen Sichtbarkeit und Unsichtbarkeit der Glühfadenlampe ist dann zu klein, um genau sein zu können. In diesen Fällen wird weniger Zement genommen so, dass sich $n/2$, $n/3$ oder $n/4$ -Suspensionen ergeben. Bei grösseren Teilchen, bei denen sich eine 5 cm übersteigende Flüssigkeitssäule ergibt, können doppelte, dreifache usw.-Suspensionen verwendet werden, doch muss in jedem Falle die Höhe der Flüssigkeitssäule, wie sie am Rohr (A) abgelesen ist, der „Normalsuspension“ angepasst werden und zwar durch Dividieren im ersteren und Multiplizieren im letzteren Falle.

Beispiele:

- (1) Zement: $n/2 = 0,5943 : 2 = 0,2971$ g Zement in 100 ccm dickem Paraffin.
Verdunkelungshöhe im Rohr (A) = 2,50 cm.
Auf „Normal“ korrigiert = $2,50 : 2 = 1,25$ cm Normalhöhe.
- (2) Sand: $2 \times n = 0,5 \times 2 = 1$ g in 100 ccm Zuckerlösung.
Verdunkelungshöhe im Rohr (A) = 5,65 cm.
 $5,65 \times 2 = 11,20$ cm „Normalhöhe.“

Der mittlere Durchmesser der Teilchen wird aus der Normalhöhe der Verdunkelungsflüssigkeitssäule in cm durch die Formel $\frac{H + 0,88}{202}$ ermittelt, die von der Neigung einer geraden Linie abgeleitet wird, welche H und den Durchmesser verbindet. Die mittleren Durchmesser der angeführten Beispiele von Zement und Sand wären daher also:

$$(1) H = 1,25 \text{ cm; } \frac{1,25 + 0,88}{202} = 0,0105 \text{ mm}$$

$$(2) H = 11,20 \text{ cm; } \frac{11,2 + 0,88}{202} = 0,0598 \text{ mm.}$$

Diese Formel lässt sich auf so verschiedenartige Materialien wie Kohle, Zement, Sand, Glaspulver und vegetabilische Keime anwenden. Die durch den Apparat gemachten Angaben werden nicht durch die Helligkeit der Lampe beeinflusst (C), welche letztere nicht genormt zu werden braucht. Die Temperatur des Paraffins oder eines anderen viskosen Mediums soll zwischen 15 und 18° C. liegen.

Das Instrument war ursprünglich mit einer Zahl von Quarzproben, die auf verschiedene Feinheitsgrade vermahlen wurden, geeicht worden, wobei die Höhe der Verdunkelungssäule gegen die mittleren linearen Dimensionen der Teilchen, die durch das Messen von 1000 bis 2000 solcher Teilchen unter dem Mikroskop erhalten waren, aufgezeichnet wurden. Die Anwendbarkeit des Apparats auf andere Stoffe wurden auch mit Proben gemahlener Kohle, Glas und Zement und auch mit solchen vegetabilischer Keime demonstriert.

Aus der graphischen Darstellung in Abbildung 3 (Seite 829) erkennt man, dass die festgestellten Punkte sehr angenähert auf eine gerade Linie fallen, die die Höhe der „Normalsuspension“ mit den mittleren linearen Dimensionen der mikroskopisch gemessenen Teilchen in Verbindung bringt.

Die Anwendung des Apparats ist durch die Grösse der Teilchen, die in Suspension gehalten werden können, ohne abzusetzen, begrenzt. Er ist daher nicht für Zementteilchen, geeignet, welche grösser sind als solche, die auf einem Siebe von 6200 Maschen/qcm zurückgehalten werden. Rückstände auf diesem und gröberen Sieben werden gewöhnlich mikroskopisch gemessen in der Art, wie sie im ersten Teile dieser Abhandlung angegeben wurde.

Eine neuzeitliche türkische Portlandzementfabrik mit Drehrost-Schachtöfen.

Von HORST LAEGER.

DIE Stadtverwaltung von Angora, der neuen türkischen Hauptstadt, baute 1924 ihre erste kleine Zementfabrik nach dem Drehrost-Schachtöfensystem, und infolge des Erfolges dieses Werks wurde beschlossen, grössere Werke bei Zeytin Burnu in der Nähe des Meers und etwa 8 km von Istanbul entfernt zu bauen. Diese neue als Türk Cimentosu ve Kireci bekannte Fabrik wurde in den Jahren 1929-1930 errichtet.

Auf Grund der Erfahrungen mit dem Schachtöfensystem in Angora wählte man für die neue Fabrik den Drehrost-Schachtöfen. In Deutschland und auch sonstwo arbeiten Zementfabriken mit einer Tagesleistung von 250 bis 300 t wirtschaftlich nach dem Drehrostöfensystem, das hinsichtlich der Gebäude und des Betriebes billiger ist, und das den Erfordernissen besser angepasst werden kann so, dass die Wirtschaftlichkeit noch grösser in Ländern sein muss, die nur wenig industriell entwickelt sind. Die Vorteile dieses Systems lassen sich unter Abhängigkeit von lokalen Verhältnissen auch auf grössere Fabriken mit einer Tagesleistung von 5000 Fass und darüber anwenden.

Die Türkei führt noch beträchtliche Mengen an Zement ein; der jährliche Verbrauch kann mit wenigstens 250.000 t angenommen werden. Bis jetzt bestehen im Lande sechs Zementfabriken mit einer jährlichen Produktion von etwa 220.000 t. Die neue Fabrik in Zeytin Burnu hat eine jährliche Leistungsfähigkeit von ca. 80.000 t.

Mit Rücksicht auf die günstige Lage war es möglich, einen Entwurf nach dem System des automatischen Drehrost-Schachtöfens auszuarbeiten, der die letzten Neuerungen bei der Zementherstellung berücksichtigen konnte.

Die aus Kalkstein und Ton bestehenden Rohmaterialien werden vom Bruch zur Fabrik über eine Entfernung von etwa 2 km mittels Seilbahn transportiert. Der Kalkstein wird dem Hammerbrecher durch einen Muldentransporteur zugeführt, und der Ton wird in den zylindrischen Teil eines Tonschneideapparates geleitet, der den zerkleinerten Ton an einen Bandtransporteur abgibt, welcher letzterer zu einem Trommeltrockner führt, während der hinter dem Kalksteinbrecher angeordnete Becherelevator in einen Behälter entleert, aus dem der Kalkstein dem Kalksteintrockner zugeführt wird. Die Verbundmühlen für das Rohmaterial und den Klinker besitzen einen Durchmesser von 2 m und eine Länge von 12,25 m; beide sind mit Stahlplatten ausgekleidete Dreikammer-Rekordmühlen, welche an beiden Enden in Zapfenlagern ruhen. Die besonderen Geschwindigkeitsreduziergetriebe und die Motoren befinden sich in einem gesonderten, unter den Zufuhrbehältern gelegenen Raume. Beide Mühlen sind parallel zur Aufstellung gelangt, und die Transporteure sind derart angeordnet, dass die Rohmehlmühle auch zum Vermahlen von Zement verwendet werden kann. Aus der Rohmühle wird das gemahlene Material auf einen der vier Rohmehlbehälter gefördert, die jeder ein Fassungsvermögen von 1000 t besitzen. Die vier Zementbehälter von gleichem Fassungsvermögen befinden sich neben diesen, indem ein- und dasselbe Betonfundament sämtliche Behälter trägt.

Zwei Becherelevatoren und zwei Schneckentransporteure oberhalb und unterhalb der Rohmehlbehälter gestatten das gleichzeitige Füllen eines

Behälters, das Mischen des Inhalts eines zweiten Behälters und die Entleerung eines dritten Behälters in den Greifraum eines Becherelevators, der auch den Brennstoff aufgegeben erhält, welcher letzterer von dem Brennstoffbehälter kommt. Eine rotierende Telleraufgabe für den Brennstoff und und ein regulierbarer Schneckenfuhrtransporteur mit Ueberlauf, welche beide elektrisch angetrieben und vom Brennmeister auf der Ofengicht reguliert werden, dienen dazu, um die Zusammensetzung der Mischung zu korrigieren.

Die Mischung wird durch den Becherelevator in den Misch- und Anfeuchtungs-transporteur gefördert und alsdann mittels eines Bandtransporteurs zu den Pressen vor jedem Ofen. Diese Pressen geben das gepresste Material direkt an eine Verteilungsvorrichtung in der Haube jedes Ofens ab. Die Hochleistungsöfen unterscheiden sich von den älteren Typen der automatischen Schachtofen nur in einigen Einzelheiten der Konstruktion, da die wesentlichen Kennzeichen beibehalten wurden. Der die gesamte Höhe von 9,5 m des Ofens umgebende Eisenblechmantel, — der innere Durchmesser beträgt 2,75 m —, ist nur mit einer einzigen Lage von Dynamidonsteinen ausgekleidet und lagert auf einer Betonunterstützung, in deren Innern der den Boden des Ofenschachtes abschliessende Drehrost mit seinem gesamten Antriebsmechanismus montiert ist. Die letzten Neuerungen, welche die Leistung des Ofens von 40 bis 50 t täglich auf über 100 t steigerten, bestehen hauptsächlich in der besseren Verteilung des Luftzuges, der bei den älteren Öfen nur direkt unter dem Drehrost eingeführt wurde. Bei der vorliegenden Konstruktion wird die Luft teilweise unter dem Rost eingeblasen und teilweise direkt unterhalb der Sinterzone. Der Vorteil eines verhältnismässig niedrigen Kraftverbrauchs kombiniert sich mit schnellerem Brennen, das leicht regulierbar ist so, dass dieses stets auf dem gleichen Niveau stattfinden kann. Das Anbacken des gebrannten Materials an die Ofenauskleidung wird verhindert durch den abkühlenden Einfluss der Aussenluft auf das Futter, was durch einen Mantel erreicht wird, der die Sinterzone umgibt, und durch den die Luft passieren muss, bevor sie in den Ofen direkt unter der Sinterzone eingeführt wird. Diese Anordnung verbessert auch den Wärmeverbrauch des Brennprozesses, indem Wärme absorbiert wird, die sonst durch Strahlung und Wiedereinführung in den Ofen verloren gehen würde. Auf diese Weise wurden durchschnittlich während einer Betriebsdauer von sechs Monaten weniger als 17% an Anthrazitkoks mit einem Heizwert von etwa 6944 Kal bei der Klinkerherstellung in Zeytin Burnu verbraucht, was ein Verhältnis von 6 zu 1 ergibt.

Jeder Ofen besitzt zwei Gebläse, um diesen Luftdruck zu liefern; beide sind auf dem Erdbodenniveau zur Aufstellung gelangt und werden durch direkt gekuppelte Motoren getrieben. Die Konstruktion und Grösse dieser Gebläse ist von grosser Bedeutung, weil der Rauminhalt des Ofens praktisch der gleiche geblieben ist wie in den älteren Typen, die Geschwindigkeit aber, mit der das Material diesen passiert mehr als verdoppelt worden ist, wodurch die Geschwindigkeit des Brennprozesses gesteigert wurde.

Auch der Drehrost wird mittels eines direkt gekuppelten Motors unter Zwischenschaltung eines Schraubengeetriebes und mittels eines viergestuften Schaltgetriebes zur Regulierung der Drehgeschwindigkeit getrieben. Die Becherentleerung besteht in ihrer gegenwärtigen verbesserten Form aus drei kugelförmigen Bechern, die hintereinander arbeiten und sich in einem gusseisernen Gehäuse befinden; das Entleerungsgetriebe wird ebenfalls durch einen direkt gekuppelten Motor getrieben. Der Klinker fällt in eine Aushöhlung vor dem Ofen, von wo er zum Klinkerlager geschafft wird. Das Klinkerlager bildet einen Teil eines teilweise überdachten Lagerraums und befindet sich in

der Nachbarschaft der anderen Gebäude. Dieser Raum bildet das Lager für sämtliche Rohmaterialien und für den Klinker, und er gestattet bequemes und billiges Hantieren der Materialien. Diese Art der Materiallagerung ist ein Kennzeichen für alle Zementfabriken mit Drehrost-Schachtöfen. Der langgestreckte Lagerraum kann mittels eines Laufkrans oder wie im gegenwärtigen Falle mittels eines elektrischen Einschienensystems bedient werden, und er erfordert nur einen Mann für den gesamten Transportierapparat. An einem Ende kann die Kohle für die Trommeltrockner gelagert werden. Hierauf folgt die Lagerung des Anthrazits, der zu dem Aufgabeebehälter transportiert wird, der den Ofen bedient. In enger Nachbarschaft zu dem letzteren folgt die Klinkergrube, aus der eine automatisch arbeitende Schaufel den Klinker herausnimmt, um ihn über das Klinkerlager zu verteilen, während der abgelagerte Klinker durch das gleiche Hilfsmittel zu dem Aufgabeebehälter gebracht wird, der den Klinkerbrecher speist. Das Fassungsvermögen dieses Schaufelgreifers ist derart, dass alle Arbeiten nacheinander durchgeführt werden können. Das Fassungsvermögen der Behälter an den einzelnen Stellen ist derart berechnet, dass eine Reserve in dem Falle vorhanden ist, wenn das Fördersystem vom Lager zur Fabrik stillgelegt werden muss, während zwischen den Öfen ein Becherelevator vorgesehen ist, um den Klinker zu entfernen, der mittels einer schwingenden Schütte über einen Teil des Klinkerlagers verteilt werden kann.

Die Packanlage ist mit automatisch arbeitenden Pack- und Wiegemaschinen zur Verwendung von Jute- oder Papiersäcken ausgerüstet.

Das Hauptabsatzgebiet der Fabrik befindet sich in der direkten Nachbarschaft, und ein grosser Teil der Zementproduktion wird direkt an die Verbraucher mittels Wagen zum Versand gebracht. Das Werk ist auch für andere Transportmöglichkeiten günstig gelegen, da es direkten Wasser- und Bahnanschluss besitzt.

Fast alle Antriebe erfolgen durch gesonderte, direkt gekuppelte Motoren, und die Zahl der verschiedenen Motorentypen ist so weit wie möglich reduziert worden. Speisevorrichtungen, Elevatoren und Transporteure sind sämtlich vom gleichen Typ. Die Möglichkeit, die Fabrik ohne Neubauten zu vergrössern, ist in jeder Abteilung vorgesehen. Die Vergrösserung eines jeden Teils der Fabrik kann direkt neben den vorhandenen Gebäuden erfolgen.

Die beiden Öfen erzeugten während der ersten sechs Betriebsmonate 260 bis 270 t täglich. Die „Rekord“-Rohmühle soll 26 t per Stunde bei 3% Rückstand auf dem Siebe von 5000 Maschen/qcm erzeugt haben, während die Zementmühle eine Leistungsfähigkeit von 17 t per Stunde mit 6% Rückstand auf dem Siebe von 5000 Maschen/qcm besitzt. Der gesamte Kraftverbrauch beträgt im Mittel 79 Kilowattstunden per t fertigem Zement. Innerhalb neun Monaten, vom Beginn des Baubetriebs gerechnet, war die Fabrik vollständig fertig und ist seitdem in ständigem Betriebe.

Das gesamte Werk wurde nach den Entwürfen der Curt von Grueber Maschinenbau A.G., Berlin-Teltow errichtet. Diese lieferte und stellte nicht nur sämtliche Zementmaschinen auf, sondern sie übernahm auch alle Konstruktionsstahlarbeiten, den Bau der Behälter und der Dächer. Die gesamten Kosten des betriebsfertigen Werks ausschliesslich des Preises für den Platz und den Steinbruch betrugen etwa RM 25 per t jährlicher Produktion oder insgesamt etwa RM 2.040.000. Vom Steinbruch und der Pack- und Versandabteilung abgesehen sind nur zehn und zwölf Leute per Schicht beschäftigt.

Abb. 1 (Seite 768) ist eine allgemeine Ansicht des Werks; Abb. 2 (Seite 769) stellt einen Plan und Längsschnitt dar: (a) Brecher, (b) Tonbrecher, (c) Trockner, (d) Kohlenaufgabebehälter, (e) Kalkstein- und Tonaufgabebehälter, (f) Rohmehlverbundmühle, (g) Rohmehlbehälter, (h) Koksbehälter, (i) Drehrost-Schachtöfen, (k) Hochdruckgebläse, (l) Kohlen-, Klinker- und Gipslager, (m) Klinkerbehälter, (n) Klinker- und Gipsaufgabebehälter, (o) Klinkerverbundmühle, (p) Zementbehälter, (q) Packraum; Abb. 3 (Seite 770) Seilbahn vom Steinbruch; Abb. 4 (Seite 770) Tonschneideanlage; Abb. 5 (Seite 771) Verbundmühlen; Abb. 6 (Seite 772) Pressen über den Öfen; Abb. 7 (Seite 772) Entleerung und Gebläseanlage; Abb. 8 (Seite 773) Klinker-, Gips- und Kohlenlager; Abb. 9 (Seite 774) elektrische Einschienenbahn; Abb. 10 (Seite 775) Packraum.

Eine vergleichende Untersuchung der Portlandzementindustrie in den Vereinigten Staaten von Amerika, Kanada und Gross- Britannien.—VI.

von HAL GUTTERIDGE.

DER Ofen kann wahrscheinlich mehr denn irgend eine andere Zementmaschine verbessert werden, und die Tendenz, in der solches geschehen und wahrscheinlich noch in jedem der drei fraglichen Länder erfolgen wird, soll nunmehr behandelt werden.

Die hauptsächlichste Richtung ist in der vollständigeren Verbrennung des Brennstoffs zu suchen, sei es Kohle, Gas oder Öl. Verbesserungen in dieser Richtung waren beim Brennen mit Kohle die feinere Mahlung der Kohle und die grössere Regelmässigkeit ihrer Zufuhr zum Ofen infolge verbesserter Mahlaggregate. Von den beiden Systemen der in Verbindung mit Zementöfen verwendeten Mahlaggregate, nämlich dem Zentralsystem, bei welchem die Kohle getrennt gemahlen und das Erzeugnis den Ofenzufuhrbehältern im Ganzen zugeführt wird und dem Einheitssystem, bei welchem die Mühle sich auf der Brennplattform befindet und direkt an den Ofen liefert, ist das erstere in den Vereinigten Staaten und Kanada beliebter, während in Gross-Britannien fast ausschliesslich das Einheitssystem angewendet wird. Abb. 1 (Seite 776) zeigt eine Einheitskohlenmühle vom Horizontaltyp der Firma Clarke, Chapman.

Beim Zentralsystem besteht die hauptsächlichste Verbesserung in der Art der verwendeten Mühle. Die früher gebrauchte Rohrmühle besass die Nachteile, dass die Kohle, ehe sie von der Rohrmühle übernommen wurde, gebrochen werden musste, dass ihre Leistung per qm beanspruchtem Raum niedrig war, und dass sie die Kohle nicht auf eine gleichmässige Mahlfineinheit brachte. Andererseits war der Verschleiss der Rohrmühle sehr niedrig und ihre Verlässlichkeit hinsichtlich kontinuierlichem Betriebe war gross. Die modernere Mühlenart besitzt den Zentrifugaltyp mit horizontaler oder vertikaler Achse, die mit grösserer Geschwindigkeit als die Rohrmühle läuft und die gesamte Arbeit in einem Gang leistet. Ihre Leistung per beanspruchtem qm ist beträchtlich grösser, und hinsichtlich gleichmässiger Mahlfineinheit ist ihr Erzeugnis gleichmässiger als das der Rohrmühle.

In einer Maschine mit vertikaler Achse wird die Mahlung durch frei laufende grosse Kugeln innerhalb eines festen Mahrings bewirkt. Die Kugeln, vier an Zahl, werden durch Schieber, die an horizontale in gleichem Abstände befindliche Arme befestigt sind, getrieben, welche letztere von einem Joch radial verlaufen, das direkt an die Vertikalwelle angeschlossen ist. Diese Mühle kann den Typ des Separierens durch Siebe oder durch Luft besitzen; beide haben ungefähr die gleichen Mahlmittel aber verschiedene Methoden, das Fertigerzeugnis abzuführen. Bei der auf Abb. 2 (Seite 777) im Schnitt gezeigten Lehigh Siebmühle von Babcock & Wilcox Ltd. sind an der Vertikalwelle zwei Ventilatoren fest angebracht. Der obere Ventilator hebt das Produkt aus der Mahlzone und bewirkt dessen Durchgang durch das Sieb, während der untere Ventilator es aus dem kreisförmigen Raum ausserhalb des Siebs durch eine Öffnung auf der Seite der Mühle entleert. Die mit Luftsichtung ausgerüstete Mühle besitzt im oberen Teile einen inneren Separator, der nur das feingemahlene Material entweichen lässt. Diese Art Mühle kann vorgesehen werden entweder zum direkten Feuern oder zur Abgabe an ein Lager. Im ersteren Falle saugt ein Exhauster das Erzeugnis aus der Mühle und fördert es direkt zum Brennröhr. Zur Beschickung eines Lagers ist der Auslass der Mühle mit einem Zyklon verbunden, aus dessen Boden die Staubkohle zum Behälter fliesst. Von der Spitze des Zyklon ist ein zurücklaufendes Luftrohr durch einen Ventilator mit dem Lufteintritt der Mühle verbunden so, dass ein kontinuierlicher Luftkreislauf einen geschlossenen Kreislauf betreibt mit Ausnahme eines kleinen Lochs, durch das in dem System das richtige Luftdruckgleichgewicht aufrecht erhalten wird. Bei der Siebmühle ist es notwendig, die Rohkohle vor dem Eintritt in die Mühle zu trocknen; bei der Luftsichtungstyp kann dagegen das Trocknen innerhalb der Mühle durch Zufuhr einer Menge heisser Luft oder heissen Gases ausgeführt werden.

Beim Einheitssystem wird der ganze Arbeitsvorgang in einer Maschine auf der Brennplattform bewirkt, diese empfängt die Kohle, scheidet alle metallischen oder schwerer als Kohle darin enthaltenen Teile ab, mahlt und trocknet die Kohle und liefert endlich die Staubkohle mit der erforderlichen Menge an Primärluft an den Ofen. Eine Art dieser Maschine besitzt den Mehrschlagtyp mit einer Aussonderungsvorrichtung, um alle Teilchen über einer vorher bestimmten Grösse der Mühle zu weiterer Zerkleinerung wieder zuzuführen. Um den Feuchtigkeitsgehalt der Kohle zu reduzieren, wird heisse trockne Luft aus dem Klinkerkühler mit einer Temperatur von 200° C. in die Maschine gesaugt und kommt während des Mahlens mit der Kohle in Berührung. Jeder Ofen besitzt sein eigenes Einheitsmahlaggregat, das direkt mit ihm verbunden ist, und es ist üblich, auch eine Wechselverbindung vorzusehen zu den benachbarten Mühlen, damit im Falle eines Niederbruchs einer Mühle der Ofen zeitweise durch eine andere Mühle gespeist werden kann. Die allgemeine Anordnung von drei Edgar Allen Einheitsmühlen auf der Brennplattform einer modernen Zementfabrik Englands ist auf Abb. 3 (Seite 779) zu sehen. Querverbindungen sind zwischen den Aggregaten und Öfen vorgesehen so, dass Mühle Nr. 2 als Reserve dient, und wenn notwendig entweder Ofen Nr. 1 oder Nr. 2 speisen kann.

Eine andere die Verbrennung betreffende Verbesserung beruht auf der gesteigerten Kontrolle über die Zufuhr des Brennstoffs zum Ofen und über die zur richtigen Verbrennung nötige Luft. Die Wichtigkeit gleichmässiger Brennstoffzufuhr hat erst neuerdings die Beachtung gefunden, die sie verdient, denn ohne positive Kontrolle über die Zufuhr kann eine richtige Verbrennung nicht aufrecht erhalten werden. Beim Zentralsystem hielt man es oft für ausreichend, Staubkohle aus dem Ofenzufuhrbehälter mittels einer Schnecke

abzuziehen, ohne dass Vorrichtungen getroffen, gewissen Verhältnissen entgegenzuarbeiten, welche Schwankungen in der Zufuhr verursachten als Folge von unterbrochener Speisung der Behälter, da die Kohlenanlage periodisch arbeitete, was nicht zulässig, die Behälter auf gleichem Niveau zu erhalten. Aufbuchtungen über der Extraktionsschnecke und durch Feuchtigkeit der Kohle verursachte Löcher und die Dichte dieses fein verteilten Materials verursachen, wenn das Material abreisst und in die Speisevorrichtung stürzt, Ueberschwemmen der Schnecke.

Bei einer Maschinenart der „Bailey“ Speisevorrichtung für Staubkohle wird, um diese Schwankungen in der Zufuhr auszuschalten, die Staubkohle aus dem Boden des Behälters in ein grosses rechteckiges Behältnis übernommen, dessen Öffnung derart ist, dass keine Wölbungen entstehen können. Auf dem Boden dieses Behältnisses verhindert ein zweiarmiger rotierender Verteiler das Zusammenbacken der Kohle und sichert durch eine Öffnung die Aufgabe des freien Materials an die Becher eines unterhalb belegenen Windrades, in dem die Kohle gut gelüftet wird. Von hier fällt sie in die Behälter eines rotierenden Speiserades; in dem die Kohle des weiteren gelüftet und jedes Behältnis mit einer bestimmten Materialmenge von gleichmässiger Dichte gefüllt wird.

Ofenart.

Die Tendenz bewegt sich neuerdings in den Vereinigten Staaten, Kanada und besonders in Gross-Britannien in Richtung des kombinierten Ofens und Kühlers in einer Einheit. Der erste dieser Art wurde 1922 in England montiert und arbeitet heute noch. Bei dieser Art von Ofen wird das Abkühlen des Klinkers in einer gewöhnlich 12 betragenden Zahl von Zylindern kleineren Durchmessers, die ausserhalb und parallel zum Ofen am Befuerungsende angebracht sind, durchgeführt. Diese Zylinder sind fest mit dem Ofenmantel verbunden und drehen sich mit ihm als Einheit. Nach Passieren der Sinterzone fällt der Klinker infolge der Schwerkraft in dem Masse in die Zylinder, wie diese sich dem niedrigsten Punkt nähern, und er passiert langsam den Zylinder entlang, bis er am Ende entleert wird. Abb. 4 (Seite 780) zeigt einen Ofen dieser Art von der Firma F. L. Smidth & Co. Die Verbindungsschütte zwischen Ofenmantel und Kühlzylinder ist stabil und luftdicht und gewöhnlich mit erneuerungsfähigem Futter versehen; derartiges auswechselbares Futter ist auch dort vorgesehen, wo der Klinker auf die Kühlzylinder stösst. Um in den Kühlzylindern ein höheres Mass des Wärmeaustausches zwischen den eintretenden kalten Luftmengen und dem Klinker zu erzielen, ist es üblich, eine Vorrichtung von guirlandenartigen Ketten anzubringen, um dazu beizutragen, dass der Klinker kaskadenartig herabfällt. Aus dem gleichen Grunde sind bei einer Type im Innern der Verlängerung des Ofenmantels Winkleisten vorgesehen, wodurch ein weiteres Moment zur Einführung gelangt, durch das der Klinker in Kaskaden herabfällt, und wodurch das Mass der Wärmeübertragung vom Klinker auf die eintretende Luft gesteigert wird. Diese Leisten sind nach Grösse und Plazierung derart angeordnet, dass sie die klare Sicht in die Sinterzone nicht beeinträchtigen. Abb. 5 (Seite 781) zeigt einen Vickers-Armstrong „Reflex“-Ofen mit Wärmerückgewinnung.

Der Hauptvorteil der kombinierten Ofen- und Kühlereinheit über den geteilten Ofen und Kühler besteht in der Bedeutung einer vermehrten Kontrolle über die Menge eintretender Luft, das durch die erstere Einheit ermöglicht wird. Bei der getrennten Type ist die Verbrennungsluft eine variable Grösse, über die nur eine sehr geringe Kontrolle ausgeübt werden konnte. Die Luft tritt durch das offene Ende des Kühlers einer nicht verengten Fläche von ca. 9 qm ein und ist allen Schwankungen atmosphärischer Störungen ausgesetzt. Sie

tritt weiter in wechselnden Mengen durch die Fuge zwischen dem Aufgabelnde des Kühlers und der Klinkerschütte wie auch durch die Fuge zwischen dem Befeuersende des Ofens und der Ofenhaube ein. Alle diese Fugen können nur sehr primitiv gestaltet werden, da in beiden Fällen die Fuge nur zwischen einem rotierenden und stationären Gegenstande unter Verhältnissen hergestellt werden kann, bei denen ein hoher Hitzeegrad herrscht.

Bei geteiltem Ofen und Kühler besteht in Gross-Britannien der Brauch, um vermehrte Kontrolle über die Verbrennungsluft zu erhalten, das Entleerungsende des Kühlers mit einer Haube zu schliessen und die Luft unter Druck mittels eines Gebläses, das von einem Motor mit regulierbarer Geschwindigkeit getrieben wird, eintreten zu lassen. Nach diesem Verfahren ist es möglich, die Luftmenge je nach den Erfordernissen innerhalb vernunftgemässer enger Grenzen zu variieren, und, da die Luft unter konstantem Druck steht, ist es ausgeschlossen, dass kalte Luft durch die Gelenke zwischen Kühler, Klinkerschütte und Ofenhaube eintritt. Jede Undichtigkeit ist geringfügig und bewegt sich in Richtung nach der Aussenluft. Mit diesem konstanten Druck im Ofen ist alles, Stossen und Zurückschlagen praktisch ausgeschaltet, und es herrschen vollständigere und konstantere Verbrennungsbedingungen vor. Dieses rotierende Luftdruckaggregat wird in der Fabrikation durch die Firma Edgar Allen & Co. Ltd. auf Abb. 6 (Seite 782) gezeigt.

Bei der kombinierten Ofen- und Kühlereinheit wird die eintretende Luft, anstatt durch eine grosse Oeffnung mit geringer Wirkung hinsichtlich des Wärmeaustausches vom Klinker auf die Luft, in eine Zahl von Luftströmen je nach der Zahl der Kühlzylinder untergeteilt. Dieses vermehrt das Mass der Wärmeübertragung infolge engeren und häufigeren Kontakts zwischen Luft und Klinker. Ueberdies muss die gesamte Luft die Einzelzylinder passieren, da keine Fugen zwischen der Eintrittsoffnung und dem Ofen vorhanden sind. Bei dieser Art Kühler ist die Kontrolle der Luftmenge in engen Grenzen nicht schwierig, und mit Bezug auf die Anordnung der Zylinder werden Druckschwankungen infolge atmosphärischer Störungen auf ein Minimum reduziert.

Konstruktiv ist die kombinierte Ofen- und Kühlereinheit einfacher als die geteilte Type. Sie kann zu ebener Erde aufgestellt werden und verlangt keine massiven Fundamentierungen, und da das Beschickungsende folglich niedriger liegt, wird die grosse Staubkammer unnötig, die bei der geteilten Type erforderlich ist. Als ein Aggregat kann sie von einer Stelle anstatt von zweien betrieben werden, und folglich werden die Reibungsverluste beträchtlich reduziert.

Abb. 7 (Seite 783) stellt einen vollkommen gekapselten Ofenantrieb der Firma David Brown and Sons, Ltd., Huddersfield dar. Es ist dieses ein dreifach reduzierender, gradliniger Antrieb, bei dem die erste Reduzierung aus einem gradzahnigen Stirnradgetriebe, die zweite aus einer Schneckenverzahnung und die letzte aus einem Getriebe mit Winkelzähnen besteht. Bei diesen Aggregaten werden die Getriebeachsen von Kugel- oder Walzenlagern gehalten so, dass Kraftverluste auf ein Minimum reduziert werden, die Schmierung der Lager vereinfacht wird und das Mass des Verschleisses im Vergleich zu reinen Bronze- und Weissmetallzapfenlagern reduziert wird, wodurch ausser einer Ersparnis an Betriebskosten auch die Aufwendungen für Wartung reduziert werden.

Walzenlager.

Als 24 Stunden per Tag laufendes Aggregat bietet der Ofen eine Gelegenheit, bei der aus den Anschaffungskosten von Walzenlagern höchstmöglicher Nutzen gezogen werden kann. Der Ofen eignet sich besonders hierfür; er bietet

hinsichtlich Anpassung keine Schwierigkeiten und erfordert keine allgemeinen konstruktiven Änderungen. Eine der Schwierigkeiten beim Ofenbetrieb besteht in der grossen statischen Reibung während des Anfahrens, wodurch ein besonders konstruierter Motor mit hohen Anlasscharakteristika notwendig wird. Bei Walzenlagern wird diese Schwierigkeit beträchtlich reduziert. Die Kritik, wonach Walzenlager am Feuerungsende hoher Hitze ausgesetzt sind, der ein gewöhnliches Zapfenlager besser widerstehen soll, ist nicht ernsthaft, denn es ist nicht schwer, das Walzenlager vor Strahlungs- oder anderer Wärme so zu schützen, dass es nicht ernstlich geschädigt wird.

In den Vereinigten Staaten gibt es Beispiele für Walzenlager bei Öfen. Auf einem Werk im Lehigh-Tale (Pennsylvania) sah der Verfasser Öfen von 41 m Länge, die vollständig mit Walzenlagern ausgerüstet waren, durchaus befriedigend arbeiteten und eine erhebliche Kraftersparnis bewirkten. Auf einer Fabrik in Illinois, auf der die Ausrüstung aus zwei Öfen von $61 \times 3,4$ m und zwei Kühlern von $30,5 \times 2,7$ m bestand, waren durchweg "Timken"-Walzenlager installiert, und sie zeigten einige interessante Kennzeichen. Der Ofen wird an vier Stellen durch Zapfenwalzen getragen, wobei zwei Stützen aus umgekehrten V-Stahlpodesten bestanden und eine, welche auch das Antriebsgetriebe trug aus einem Eisenbetonpfeiler bestand. Die allgemeine Anordnung ist auf Abb. 8 (Seite 785) ersichtlich, einer von der British Timken Ltd. gelieferten Aufnahme. Die Konstruktion der Zapfenstützen und Walzen umfasst einige neuartige Gedanken. Jeder Zapfen besteht aus einer Walze und einem Traglager; die Walzen für den Ofen haben 106,7 cm und die für den Kühler 61 cm Durchmesser. Die Traglager sind mit zwei verstellbaren Bolzen (vgl. Abb. 9, Seite 786) versehen so, dass das Ganze in der Länge verschoben werden kann, um das richtige Verhältnis zwischen Walze und Radkranz zu erhalten. Die Walzen sind auf $30,5$ cm besitzenden Wellen montiert, die ihrerseits auf vier, zwei zu jeder Seite des Zapfens, verjüngten Walzenlagern ruhen. Die Toleranzen sind einstellbar und die konischen Lager werden auf der Welle durch eine mit Schrauben gesicherte grosse Platte gehalten, wodurch das Ganze staubdicht und praktisch öldicht wird. Die Schmierung ist von Art der Druckfettschmierung. Abb. 9 (Seite 786) zeigt die Einzelheiten der Walzenlager und der Druckvorrichtung am Kühler. Die zu bewegend Belastungen werden wie folgt angegeben; beim Ofen beträgt die Last per Walze 40 t und beim Kühler 38 t.

Die Methode des Antriebs dieser beiden Öfen und Kühler ist im allgemeinen Prinzip ähnlich. In beiden Fällen sind die Motore direkt mit einem dreifach reduzierendem Stirnradgetriebe gekuppelt, wobei der langsam laufende, mit dem auf Ofen oder Kühler montierten Zahnkranz fassende Ritzel eine gesamte Geschwindigkeitsreduzierung von 100:1 ergibt. Bei den Hauptantrieben werden sowohl die für Motorenanker und die Getriebe- und Ritzelwellen des Reduziergetriebes an allen Wellen einfache Lager verwendet mit Ausnahme bei der Triebritzelschleife, bei welcher an jedem Ende zwei Lager montiert sind. Die Lager am Ritzelende sind fest, während die des Getriebes in einem Behältnis montiert sind, das es erlaubt, das Ganze in einer Ebene parallel zur Welle zu verschieben, und so auf die Wellendeckung Rücksicht zu nehmen. Die zum Antrieb dieser Öfen erforderliche Kraft ist mit 25 PS berechnet worden.

Die jetzt in Montreal (Kanada) in Errichtung befindlichen vier kombinierten Ofen- und Kühlereinheiten von 110 m Länge und 3,4 m Durchmesser werden mit Walzenlagern ausgerüstet.

Die Verwendung der Walzenlager für Mühlen nimmt ständig sowohl in den Vereinigten Staaten wie Gross-Britannien zu. Dieses Aggregat erfordert eine

grössere Kraftmenge als irgend eine andere Einzelmachine der Zementfabrik, und bei einem mit harten Materialien arbeitenden Werke können die Roh- und Klinkermühlen bis zu 75% der gesamten von der Fabrik benötigten Kraft verbrauchen. Die Reduzierung der Kraftmenge bei Walzenlagern im Vergleich mit normalen Zapfenlagern kann etwa 20% betragen. Die Einzelheiten der Konstruktion von Walzenlagern für Mühlen sollen in einem späteren Teile bei der Frage der Klinkermahlung diskutiert werden.

Schlammaufgabe.

Das übliche Verfahren der Aufgabe des Schlammes in den Ofen beruht bei den drei betrachteten Ländern auf der Schwerkraft. Das heisst: kontinuierliche Ofenspeisung mit Schlamm, der durch ein fast vertikal angeordnetes Rohr eintritt. Nach Eintritt in das obere Ofenende wird der Schlamm nur teilweise aufgeschlossen und zwar gewöhnlich durch die Vorrichtung von lose, guirlandenartig angeordneten Ketten oder durch fest an der Innenseite des Ofenmantels angebrachte Kaskadenleisten.

Die Schwerkraftmethode besitzt zwei bestimmte und naturbedingte Grenzen. Die erste besteht darin, dass man das gesamte zugesetzte Wasser in den Ofen eintreten lässt und dem Ofen die unnötige Aufgabe zu Teil werden lässt, dieses zugesetzte Wasser zu verdampfen. Die zweite besteht darin, dass der Schlammstrom nicht erschöpfend aufgeschlossen werden kann mit dem Ergebnis, dass die Wärmeübertragung von den Ofengasen auf den Schlamm gering ist, wodurch entweder langsames Passieren des Materials durch den Ofen oder verstärkte Hitze bei gleichbleibender Durchgangsgeschwindigkeit nötig werden. Wegen dieser Begrenzungen muss im Ofen mehr Brennstoff als notwendig verbrannt werden, und der Wirkungsgrad wird daher verkleinert.

Schlammfilter.—Um die erste Grenze zu vermeiden, ist das Filter zur Einführung gelangt und so befriedigend entwickelt worden, dass in den Vereinigten Staaten einige 17 Zementfabriken existieren, in denen Filter zur Schlammmentwässerung verwendet werden. Da in den Vereinigten Staaten etwa 80 Fabriken nach dem Nassverfahren arbeiten, beweist die Anwendung dieses Aufgabeverfahrens durch 20% der nach dem Nassverfahren arbeitenden Werke seine Eignung für den Zweck. In Kanada oder Gross-Britannien werden Filter bei der Schlammzufuhr nicht verwendet. Abgesehen von dem direkten Vorteil der Entlastung des Ofens von der Aufgabe, nur die Hälfte des dem Schlamm zugesetzten Wassers verdampfen zu müssen, lässt dieses Verfahren das Material in einer Form eintreten, das sich nicht sofort ballt oder Ringe bildet, wodurch eine kleinere Klinkergrösse erreicht wird und bei niedrigerer Temperatur gesintert werden kann, oder umgekehrt kann das Material bei gleicher Temperatur in grösseren Mengen den Ofen passieren.

Von den beiden Filterarten—dem Scheiben- oder Trommeltyp—sind die Filter zur Entwässerung von Schlamm gewöhnlich von der ersteren Art. Der Scheibentyp besteht aus einer Anzahl von Scheiben, die in der Lage sind, sich in einer vertikalen Ebene zu drehen, wobei Zahl und Grösse der Scheiben von der Menge und den Eigenschaften des zu filtrierenden Stoffs abhängen. Jede Scheibe besteht aus einer Anzahl von Hartholzsektoren, die auf beiden Seiten tief geriffelt und ganz mit feinem Filtertuch bespannt sind. Die Scheiben sind auf einer zentralen Horizontalwelle über dem Tank, der den zu entwässernden Schlamm enthält, montiert, wie aus der Aufnahme einer Anlage der Oliver United Filters, Ltd. in Abb. 10 (Seite 787) zu ersehen ist. Es sind Vorkehrungen getroffen, wodurch je nach Erfordernis sowohl ein Teilvakuum oder Luftdruck durch die Hohlwelle auf die Innenseite des Sackfilters ausgeübt werden kann. So wie jeder Sektor eintaucht, wird das Vakuum angewendet,

wodurch sich eine Ablagerung fester Bestandteile des Schlammes auf dem Filtertuch bildet, während das Filtrat durch das Tuch gesaugt wird, um durch die Hohlwelle zum Sumpf fortgeschafft zu werden. Abb. 11 (Seite 788) zeigt die Endseite eines Scheibenfilters mit Antrieb und Rohrleitungen, ebenfalls von der Oliver United Filters Ltd. Wenn sich die Scheibe dreht und der Sektor aus dem Schlamm herauskommt, wird weiter das Vakuum angewendet, wobei das Wasser aus den Filterkuchen in einem Masse abgesaugt wird, das von den Eigenschaften des Materials und der Grösse des angewendeten Vakuums abhängt. Der getrocknete Kuchen wird, wenn sich der Sektor weiter bewegt, durch Abstellen des Vakuums abgestossen und zwar durch Einführung von Luft unter geringem Druck, was das Filtertuch aufbläht; auf dem gleichen Wege fällt der getrocknete Kuchen entweder von selbst ab, oder aber er wird so ausreichend gelockert, dass er mechanisch leicht abnehmbar ist. Dann beginnt der Kreislauf der Vorgänge von neuem.

Um die Entfernung des getrockneten Kuchens vom Filtertuch positiver zu gestalten, ist eine geriffelte Walze in Verbindung mit dem Filterkuchen an der Entleerungsseite vorgesehen und die vermehrte Anziehungskraft zum Kuchen, den diese Walze vorsieht, macht es sicher, dass sämtlicher Kuchen das Filtertuch verlässt. Eine Einzelheiten zeigende Abbildung dieser Walze bietet Abb. 12 (Seite 789). Der abgestreifte Kuchen fällt auf ein Förderband unter dem Filter, das ihn dem Speisebehälter des Ofens zuführt, um alsdann dem Ofen gewöhnlich mittels einer wassergemantelten Schnecke aufgegeben zu werden. Auf einer Kalkstein verarbeitenden Fabrik in Pennsylvanien besichtigte der Verfasser eine neuartige Abwandlung der Methode, den Kuchen dem Ofen aufzugeben. Hierbei waren um den Ofenmantel herum etwa 1,8 m vom Aufgebende diagonale Schlitzte von 25 cm Weite und 50 cm Länge herausgeschnitten. Durch die Schlitzte fiel der Kuchen ins Ofeninnere, in welchem Vorrichtungen getroffen waren, dass der Kuchen den Ofen hinunter passierte. Spiralleisten auf eine Länge von 6 m und sechs Reihen von 25 cm hohen Horizontalleisten auf eine Länge von 5,5 m wurden verwendet, um den Kuchen aufzuschliessen.

Zwischen den gewöhnlich bei der Zementherstellung verwendeten Rohmaterialien bestehen grosse Unterschiede hinsichtlich ihrer Fähigkeit, zugesetztes Wasser unter Einfluss eines Vakuums abzuspalten. Das am leichtesten von allen Materialien zu filtrierende ist wahrscheinlich granulierten Schlacke, die die kleinste Filterfläche erfordert, weil sie keine kolloiden Substanzen enthält, die zum Verstopfen des Filtertuchs tendieren. Auch kristalline Kalksteine lassen sich leicht filtrieren; enthält dagegen der Kalkstein tonhaltige Substanz, so ist für das gleiche Produkt eine grössere Filteroberfläche nötig als wenn Schlacke oder kristalliner Kalkstein filtriert werden sollen. Die Gegenwart von Schiefer-ton im Schlamm verzögert die Filtration, da dieser erhärteter und verdichteter Ton ist. Wenn die Rohmaterialien aus Kalkstein und Ton bestehen, ist es im allgemeinen erforderlich, die Filterfläche wegen der charakteristischen Eigenschaften, Wasser hartnäckig festzuhalten, zu vergrössern. Ton findet sich zumeist in einem Zustande sehr feiner Verteilung, was das Filtertuch verstopft und den leichten Durchfluss von Wasser verhindert. Bei einer Mischung von Mergel und Ton sind beide Stoffe mehr oder weniger kolloidal, und überdies enthält der Mergel gewöhnlich noch organische Substanzen, die ausgesprochen wasserzurückhaltend sind. Da der Schlamm wegen dieser Eigenschaften einen höheren Prozentsatz Wasser zu enthalten hat, ist die Filtration nicht mehr wirtschaftlich.

Das Mass der Entwässerung von Materialien durch Filtrieren wird durch Temperatursteigerung des zu filtrierenden Stoffes gewöhnlich gesteigert, da

die Viskosität der meisten Flüssigkeiten mit steigender Temperatur abnimmt. Bei einer Maschine, die ein Vakuum als Entwässerungsmittel verwendet, beschränken praktische Ueberlegungen diese Temperatursteigerungen bis zu einem Punkt, bei dem wenig oder gar kein Dampf abgegeben wird, da es schwieriger wird, ein hohes Vakuum zu halten, wenn Dampf gegenwärtig ist. Beim Filtrieren von Schlamm wird die Temperatur gewöhnlich auf die Grenzen von 30 und 50° C gesteigert. Als tatsächliches Beispiel aus den Vereinigten Staaten sei erwähnt, dass ein Kalkstein-Schiefertonschlamm mit 35% Wasser dem Filter mit einer Temperatur von 30° C zugeführt und der Filterkuchen mit 17-18% Feuchtigkeit abgegeben wird. Bei 60% granuliertem Schlacken- und 40% Kalksteinschlamm mit 35% Wasser beträgt die Temperatur der Filterzufuhr 32 bis 38° C, und der Kuchen wird mit 18 bis 19% Feuchtigkeit abgegeben. Bei einem Kalksteinmergelschlamm mit 45% Feuchtigkeit wird die Temperatur auf 50° C gehalten und der Kuchen mit 26% Feuchtigkeit abgegeben.

Sprühaufgabe.—An das Problem, die allgemeine Wärmewirksamkeit des Ofens zu verbessern, ist man von einem ganz anderen Gesichtspunkte herangegangen, und zwar durch ein System, das darauf abzielt, den Wärmeaustausch vom Ofengas auf den Schlamm zu steigern unter Basierung auf der Tatsache, dass je grösser die Kontaktfläche zwischen einer Flüssigkeit und einem Gas von verschiedener Temperatur ist, um so grösser auch das Mass des Wärmeaustausches sei. Zur Anwendung dieses Prinzips auf einen Zementofen ist das "Rigby"-Sprühverfahren als Schlammzufuhrsystem ausgearbeitet worden. Bei diesem Verfahren wird der Schlamm dem Ofen in Form eines feinen Sprühregens zugeführt, der den Ofengasen eine beträchtlich grössere Fläche bietet als bei den Systemen, die auf der Schwerkraft oder Filtration beruhen. Der ungefähre Umfang dieser vergrösserten Kontaktfläche wird durch Vergleich mit der Pulverisierung von Kohle verstanden werden. Ein ccm fester Kohle besitzt eine Gesamtoberfläche von 6 qcm; wird diese dagegen auf eine solche Feinheit zerkleinert, dass 85 bis 90% ein 6200-Machensieb passieren, so ist die Zahl der Einzelteilchen 6000000 mit einer Gesamtoberfläche von 2000 qcm oder 0,20 qm. Die Vergrösserung der Oberfläche ist daher 300-fach. Das Ergebnis besteht darin, dass das Mass des Wärmeaustausches von den heissen Ofengasen auf den Schlamm beträchtlich gesteigert wird, und dieses wirkt sich im Abfall der Temperatur der Ofenabgase auf etwa 200° C aus.

Der Sprühkegel, der im Gegenstrom zu den Ofengasen strömt, wäscht das Gas, und, ehe die Teilchen auf den Boden des Ofens fallen, sind sie so ausreichend getrocknet, dass sie die Tendenz zum Zusammenballen verloren haben. Beim Schwerkraftsystem wird das Material dem Ofen in einem Strom zugeführt, und es ist besonders, wenn die Materialien kolloidale sind, geneigt, entweder Materialkugeln oder Schlammringe im Ofen zu bilden, welche beide die schnelle Wärmeübertragung von den Gasen auf die Materialien verhindern und einen Leistungsabfall unvermeidlich machen. Bei dem Filterverfahren besteht eine geringere Tendenz hierzu.

In der Praxis wird das "Atomisieren" des Schlammes durch zwei oder drei Düsen bewirkt, die so angeordnet sind, dass sie in leicht verschiedenen Winkeln in das kühle Ofenende sprühen. Diese Düsen sind nach Richtung und Druck verstellbar, um Kontrolle über die Sprühkegel zu erlangen so, dass sie nicht nur den Querschnitt des Ofens ausfüllen, sondern sich auch in der Längsrichtung des Ofens verteilen. Abb. 13 (Seite 790) zeigt die Verbindungsleitungen zu den Düsen. Diese Verteilung wird durch einen Unterschied im Druck der Düsen unterstützt, indem die eine mit 5 kg/qcm und die andere mit einem etwas

niedrigeren Druck arbeitet. Auf diese Weise findet Waschen der Gase im Ofen in zwei oder drei aufeinanderfolgenden Phasen statt und wird dadurch verlängert.

Der die gewöhnliche Wassermenge enthaltende Schlamm wird unter Druck den Sprühdüsen zugeführt, welche sich etwa 1,5 m vom Ofenende und in einem glockenförmigen Gehäuse befinden und zum Zweck des Reinigens von der Aussenseite der Staubkammer her zugänglich sind. Die Düsen sind mit paralleler Bohrung von kleinem Durchmesser am Austritt ausgebildet und mit einem inneren Teile, der konisch ist und einen gesonderten Teil mit Kreisflügeln enthält, die dem austretenden Sprühstrom eine wirbelnde Bewegung erteilen.

Das "Rigby"-Patentsprühverfahren wurde 1926 zuerst auf einer Zementfabrik in Gross-Britannien eingebaut. Es gab einige Schwierigkeiten mit übermäßigem aus dem Schornstein entweichendem Staub, doch ist dieser, wie behauptet wird, jetzt ausgeschaltet, und die Tatsache, dass z. Zt. einige 13 Zementfabriken nach diesem Verfahren in verschiedenen Teilen der Welt arbeiten, bedeutet, dass die Staubbelastigung auf die Grenzen reduziert wurde, die innerhalb der Schädlichkeit liegen. Von diesen Anlagen arbeiten zwei regelmässig in Gross-Britannien und die eine gelegentlich, wenn eine gesteigerte Leistung verlangt wird. In den Vereinigten Staaten wurde dieses Verfahren auf einem Werke Ende 1930 eingebaut, in Kanada sind dagegen noch keine Sprühaufgabeeinstellungen vorhanden.

Es unterliegt keinem Zweifel, dass das Sprühverfahren gesund ist, da mit Steigerung des Masses an Wärmeaustausch von den Gasen auf das Rohmaterial es einen grösseren Prozentsatz der dem Ofen zugeführten Wärme in nützliche Arbeit des Verklinkerns von Rohmaterial umsetzt als dieses bei anderen Aufgabesystemen der Fall ist. Der Schlamm erhält den Nutzen von dem Mehr an Wärmemenge, das durch die niedrigeren Temperaturen der Abgase angezeigt wird, und dieses resultiert im Betriebe in einer gesteigerten Leistung bei gleichem Brennstoffverbrauch oder aber einem verringertem Brennstoffverbrauch bei gleicher Leistung oder zum Teil in Beiden, was von der Betriebsmethode des Ofens abhängt. Bei Erwägung der Betriebskostenreduzierung auf bestehenden Fabriken oder bei Anlage neuer ist das Sprühaufgabesystem als Alternative zu anderen Systemen eines, das überlegt zu werden wert ist.

Brennstoff.

Die in den Oefen zur Herstellung von Portlandzement benutzten Brennstoffe sind Kohle, Oel und Naturgas. Kohle ist der allgemeinst verwendete Brennstoff,—stets in pulverisierter Form—, doch nimmt die Verwendung von Oelen und Gasen zu.

In den Vereinigten Staaten werden alle diese Brennstoffe in einem Umfange, über den das U.S. Department of Commerce in folgendem Vergleiche für die Jahre 1927 und 1928 berichtet, verwendet :

Brennstoff.	1927		1928	
	Zahl der Fabriken.	% der Produktion.	Zahl der Fabriken.	% der Produktion.
Kohle	123	80,4	124	79,5
Oel	13	7,3	13	7,4
Naturgas	4	1,8	6	2,8
Kohle und Oel	2	10,5	3	10,3
Kohle und Naturgas	1		2	
Oel und Naturgas	6		2	
Kohle, Oel und Naturgas	4		4	
	<hr/> 153	<hr/> 100,00	<hr/> 155	<hr/> 100,00

Der offenbare durchschnittliche Verbrauch von Kohle per Fass fertigem Zement in den Vereinigten Staaten, die Trocken- und Nassfabriken umfassend, betrug 1928 59,42 kg gegen 61,69 kg 1927. Innerhalb der nach dem Trockenverfahren arbeitenden Fabriken berichteten 1928 64 über einen Durchschnittsverbrauch von Kohle per Fass mit 55,34 kg gegen 57,3 kg bei 65 Fabriken im Jahre 1927. Innerhalb der nach dem Nassverfahren arbeitenden Fabriken berichteten 60 1928 einen mittleren Verbrauch an Kohle per Fass mit 67,1 kg gegen 1927 mit 58 Fabriken und einen Verbrauch von 70,44 kg Kohle per Fass fertigem Zement.

Oel als einzige Brennstoffquelle wurde 1927 in den Vereinigten Staaten auf 13 Werken bei einem Verbrauch von 43,53 l per Fass fertigem Zement verwendet. Beim Trockenverfahren betrug der Verbrauch per Fass 41,63 l und beim Nassverfahren 45,42 l Oel per Fass. Oel wie auch andere Brennstoffe wurden 1927 auf weiteren 12 und 1928 auf weiteren 10 Fabriken verwendet.

Naturgas wurde als einziger Brennstoff 1928 in den Vereinigten Staaten auf 6 Werken gegen 4 im Jahre 1927 verwendet. Der mittlere Gasverbrauch betrug per Fass 60,38 cbm gegen 69,35 cbm 1927. Naturgas wie auch andere Brennstoffe wurden 1927 auf 11 weiteren und 1928 auf weiteren 9 Fabriken verwendet.

In Kanada wird gegenwärtig nur Kohle als Brennstoff zum Befeuern der Ofen verwendet, doch erscheint es nicht unwahrscheinlich, dass in naher Zukunft für diesen Zweck auch Oel zur Einführung gelangt, da im Laufe des Jahres 1930 37 neue Oelquellen im Westen in Betrieb genommen wurden. Es finden auch Entwicklungen hinsichtlich Naturgas statt, da es vorgeschlagen ist, diese Gase im Westen in Rohrleitungen aufzufangen und im Osten Naturgas zu bohren.

In Gross-Britannien ist Kohle der einzige verwendete Brennstoff.

Abhitzeanlagen.

Es gibt nur eine Grundlage, auf der die Frage der Abhitzeanlagen in Zementfabriken betrachtet zu werden braucht, und das ist die Wirtschaftlichkeit. Für alle praktischen Zwecke kann die entweder vorteilbringende oder schädigende Wirkung auf die Eigenschaften des Enderzeugnisses vernachlässigt werden, denn wenn überhaupt eine Wirkung eintritt, so kann diese nur aus höheren mittleren Temperaturen im Ofen, dem vermehrten Zug und im Falle der Kohlenfeuerung aus der gesteigerten Ablagerung von Kohlenasche im Klinker entstehen.

Die Reduzierung der Menge an Abfallstoffen in jeder Form erscheint als ein Ziel, das alle konkurrierenden Industrien mit Energie verfolgen. Bei der Zementindustrie ist das wichtigste Abfallprodukt die mit den Abgasen entweichende Wärme. Es gibt zwei Methoden, nach denen dieses Problem in Angriff genommen worden ist, die sich diametral gegenüberstehen. Das eine Verfahren besteht darin, die Wärme der Abgase möglichst hoch zu halten oder sogar künstlich zu steigern, um den Anforderungen einer Abhitzekesselanlage zu genügen und um möglichst viel Wärme in nutzbare Arbeit umzusetzen, und das andere besteht darin, die den Ofen verlassende Wärmemenge bis zu einem Grade zu reduzieren, bei dem es unwirtschaftlich wird, sie wiederzugewinnen für Kraftzwecke. Die erstere in den Vereinigten Staaten angewendete Methode nimmt die Form der Abhitzeanlage an, und die letztere findet ihren Ausdruck in gesteigerter Ofenlänge, wie es in Gross-Britannien und Kanada allgemein üblich ist.

Bei der Ueberlegung, ob sich eine Abhitzeanlage als wirtschaftlich vorteilhaft erweist, ist es unmöglich auf Allgemeinregeln zu vertrauen, da die in den verschiedenen Zementfabriken herrschenden Verhältnisse in so grossem Umfange wechseln. Jedes Projekt muss nach seinen eigenen Vorteilen beurteilt werden. Die besten Verhältnisse dürften dort herrschen, wo der Preis bezogener Kraft verhältnismässig hoch und der von Kohle verhältnismässig niedrig ist und wo der Betrieb nach dem Trockenverfahren arbeitet.

Die neben anderen in jedem Falle zu berücksichtigenden Hauptfaktoren sind die Anschaffungskosten einer vollständigen Abhitzeanlage, einschliesslich Kesseln, Economisern, Ventilatoren, Krafterzeugungsaggregaten, Gebäuden usw., ferner die Verzinsung und Amortisation der Anlage sowie die Brennstoff- und Unterhaltungskosten einerseits und der Preis bezogener Kraft andererseits bei Aufstellung einer Bilanz.

Ein anderer wichtiger Gesichtspunkt, von dem die Frage zu beurteilen ist, ist die Einwirkung der Abhitzeanlage auf den kontinuierlichen Betrieb der Zementfabrik als solcher. Jede weitere Anlage ist eine mögliche Quelle für Unterbrechungen des kontinuierlichen Betriebs, und der Abhitzekessel nimmt in dieser Beziehung eine besondere Stellung ein, weil, während, wenn bei den Brechern oder Mühlen sich eine Störung ereignet, nicht notwendigerweise der Ofenbetrieb unterbrochen zu werden braucht, die Abhitzeanlage eng mit dem Ofen verknüpft ist und eine Unterbrechung oder Störung in dieser Anlage sofort auf den Ofenbetrieb einwirkt. Bei modernen Abhitzeanlagen sind Unterbrechungen und Störungen selten, und es ist üblich besonders gefeuerte Hilfskessel zu montieren, die diesen Teil übernehmen, wenn eine Störung eintritt. Neben dem Hilfskessel wird eine Verbindung zu einer ausserhalb befindlichen Quelle elektrischer Zufuhr hergestellt. Welche Vorrichtungen dieser Art aber auch immer getroffen werden, die notwendigen zusätzlichen Anlagekosten müssen berücksichtigt werden.

Wenn die Zementfabrik bereits besteht, und es überlegt wird, ob eine Abhitzeanlage einzubauen vorteilhaft ist, so treten weitere Ueberlegungen in Frage, und die Angelegenheit ist kompliziert durch die Grenzen, die hierbei durch die bestehende Fabrik auferlegt werden. Die wesentlichen, eine Grenze ziehenden Punkte sind: Grösse und relative Stellung der Oefen, die relative Lage des Aufgabendes der Oefen und der Schornsteine sowie die Leistungsfähigkeit des Schornsteins. Das Verfahren, ob trocken oder nass, und wenn das letztere angewendet wird, ob Filter verwendet werden, sind einschränkende Faktoren von Bedeutung.

Wenn eine Anzahl kleiner wenig leistungsfähiger Oefen vorhanden ist, wird es kostspieliger sein, Abhitzeanlagen zu installieren, als dieses der Fall sein würde, wenn grössere Oefen mit gleicher Leistungsfähigkeit vorhanden wären. Bei kleineren Oefen wird eine grössere Zahl von Verbindungsfüchsen, Dämpfern und Verschlussringen notwendig sein, was die Anlagekosten verteuern würde.

Auf Zementfabriken ist es üblich, positiven Zug durch Ventilatoren zu haben; wo man indessen sich auf natürlichen Zug verlässt, ist der Einbau von Abhitzeanlagen mit ihrer positiven Zugkontrolle vorteilhaft, da sich diese günstig auf den Ofenbetrieb auswirken wird. Beim Arbeiten mit natürlichem Zug ändern die Wechsel der klimatischen Verhältnisse den Zug ausreichend, um Korrekturen der Brennstoff- und Rohmaterialzufuhr und der Ofengeschwindigkeit notwendig zu machen, soll wirksames Sintern des Zements aufrecht erhalten werden. Während dieser Zeiten der Korrekturen kann selbst von geschickten Brennmeistern unmöglich gleichbleibende Leistung beibehalten werden, und es resultiert ein Leistungsausfall.

Der erste Versuch des Betreibens eines Abhitzekekessels in den Vereinigten Staaten wurde von Dr. Bachman in Nazareth (Pennsylvania) 1897 gemacht, doch war dieses ein Fehlschlag, besonders wegen der Staubanhäufungen auf den Kesselrohren, 1915 existierten drei oder vier Abhitzeanlagen, und zu jener Zeit vermochten diese Anlagen die Hälfte des von der Fabrik geforderten Dampfs zu liefern. Die Zahl stieg 1919 auf acht, 1924 auf 35, und 1929 existierten in den Vereinigten Staaten 57 Anlagen. Das Verhältnis der amerikanischen Zementfabriken, die Abhitzeanlagen eingebaut hatten, betrug daher 1929 etwa 1:3. Der Wirkungsgrad moderner Anlagen ist gesteigert worden bis zu einem Punkte, bei dem sie die gesamte, vom Werk geforderte Kraft zu liefern vermögen.

Der Einbau einer Abhitzeanlage in einer Zementfabrik begrenzt die Ofenlänge, wenn der Kessel wirksam arbeiten soll bei gleichbleibender richtiger Sinterung des Rohmaterials. Bei den modernen Abhitzeanlagen beträgt die Maximallänge des Ofens gewöhnlich 45,5 m, obwohl in einem Falle der Ofen 53 m lang ist. In Gross-Britannien ist die durchschnittliche Länge der Ofen etwa 76 m.

Dort, wo keine Abhitzeanlagen verwendet werden, besteht die ausgesprochene Tendenz zu noch längeren Oefen und folglich niedrigeren Abgastemperaturen, und man kann Beispiele von betriebenen Oefen mit 122 m Länge in Gross-Britannien sehen, und in Kanada werden jetzt 110 m lange Oefen errichtet. Die Temperatur der Abgase dieser Oefen ist so niedrig, dass irgend ein wirtschaftlicher Gebrauch von den entweichenden Gasen zur Umwandlung in Kraft kaum gemacht werden kann.

Die Abb. 14 und 15 (Seite 791 und 792) sind Ansichten typischer Abhitzekekesselanlagen der Firma Edge Moor Co. Abb. 16 (Seite 793) ist die Aufnahme eines Abhitzekekessels mit 635 qm Heizfläche, vollständig ausgerüstet mit Ueberhitzer, um 140° C. Ueberhitze dem erzeugten Dampf hinzuzufügen, und mit Ekonomiser, geliefert von der Firma Babcock & Wilcox Ltd.

(Fortsetzung folgt.)

Die früheren Abhandlungen dieser Reihe sind in den Ausgaben von November 1930, Januar, Februar, April und Mai 1931 erschienen

INTERNATIONAL

"CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE"

Bezugspreise.

AUF Grund der sehr stark vermehrten Herstellungskosten von „CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE“ in seiner neuen Form, ist es notwendig gewesen, den Preis auf 2 Shilling für jedes Heft zu erhöhen. Der jährliche, in der ganzen Welt postfreie Bezugspreis beträgt 24 Shilling. Augenblickliche Bezieher, welche auf Grund unserer früheren Subskriptionsliste im Voraus bezahlt haben, werden so lange die Hefte zum alten Preise weiter erhalten, bis ihr gegenwärtiges Abonnement abläuft.

Der jährliche Bezugspreis ist an „CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE“, London, S.W.1, Dartmouth Street 20, England einzusenden, worauf die Hefte regelmässig monatlich für die Dauer des Bezugs zugestellt werden.

Klinkerbeton als feuerfeste Auskleidung.

Wir haben von Herrn C. Siedentopf die folgende Zuschrift erhalten: Die Lebensdauer der feuerfesten Auskleidung in der Sinterzone eines Drehofens ist stets begrenzt wegen der herrschenden hohen Temperatur und wegen der chemischen Einwirkung. Als Folge hiervon bilden die Kosten der feuerfesten Auskleidung einen merklichen Teil der Kosten der Zementfabrikation.

Viele Zementwerke verwenden daher einen Beton, der sich aus ihrem eigenem Klinker und Zement anstelle von feuerfesten Steinen zusammensetzt, wobei eine Mischung von etwa gleichen Teilen aus hochfestem Klinker und Zement Anwendung findet. Diese Mischung wird durch Zusatz von ca. 8% Wasser zu einer plastischen Masse verformt. Diese Art der Ofenauskleidung besitzt folgende Vorteile: Die Kosten der Herstellung sind relativ geringe; sie kann ohne teure Anlage hergestellt werden; alte Ofenauskleidungen können verwendet werden; chemische Umsetzungen zwischen der Auskleidung und dem zu brennenden Material werden vermieden.

Es ist nicht jeder Klinker und nicht jeder Zement geeignet, um in dieser Weise verwendet zu werden, ebenso wie es nur wenige feuerfeste Tone gibt, welche den hohen Anforderungen in der Sinterzone entsprechen. Klinkerbeton kann nur dann vorteilhaft zur Anwendung gelangen, wenn er aus einer Rohmischung hergestellt wird, deren Sintertemperatur ausreichend hoch liegt und deren Schmelz- und Sintertemperatur nicht zu nahe aneinander liegen. Weiterhin sollte nur gut gebrannter Klinker mit hohem Kalkgehalt, der aus einem Rohmaterial mit wenigstens 78% CaCO_3 hergestellt wurde, verwendet werden. Dieses trifft natürlich auch für den zu verwendenden Zement zu. Wenn Fehlschläge vermieden werden sollen, so muss die Auswahl des Klinkers und Zements mit grösster Sorgfalt überwacht werden. Um weiter eine dichte luftfreie Masse zu erhalten, ist eine beträchtliche Abstufung der Korngrössen erforderlich, indem die über 1 cm grossen Anteile abgesiebt werden und das gröbere Material ausgesondert wird; ausserdem ist maschinelles Pressen erforderlich. Unter gewissen Umständen mag es wünschenswert sein, einen Klinker von besonders hohem Kalkgehalt zu brennen, nur zwecks Vorbereitung des für die Ofenauskleidung bestimmten Klinkerbetons.

Klinkerbeton kann auch vorteilhaft zur Auskleidung von Schachtföfen verwendet werden, sofern er von hohem Kalkgehalt ist. Es ist indessen erforderlich, diese Schachtofenklinker auf passende Grösse zu brechen, ehe sie verwendet werden.

Der Klinkerbeton kann direkt in den Ofen gestampft werden, doch erfordert dieses viel Handarbeit und kann keine gleichmässigen Resultate ergeben. Ausserdem muss der Ofen eine längere Zeit, während welcher der Beton austrocknet, ausser Betrieb bleiben.

Ein viel besseres Verfahren besteht in der Anfertigung von Steinen, diese einige Wochen erhärten zu lassen, und sie dann in die Ofenauskleidung einzubauen. Mit der so angebrachten Auskleidung kann der Ofen innerhalb weniger Stunden oder spätestens am folgenden Tage in Betrieb genommen werden, ohne dass eine Gefahr für Risse und Schädigungen eintritt.

Um sicher zu gehen, dass die Radialsteine gleiche Dichte besitzen, gibt es jetzt eine Kraftpresse, die aus einem frei fallenden Stampfer besteht der auf die plastische Masse eine bestimmte Zahl von Schlägen ausführt. Der Stampfer kann auf jede gewünschte Zahl von Schlägen eingestellt werden, und, da er automatisch arbeitet, erhält jeder Stein die gleiche Zahl von Schlägen. Die Formen sind so ausgeführt, dass sie zum Ofendurchmesser passen.

C E M E N T

AND

CEMENT MANUFACTURE

EL CEMENTO Y SU FABRICACIÓN.

SECCIÓN ESPAÑOLA

PUBLICADA POR CONCRETE PUBLICATIONS LIMITED,
20, DARTMOUTH STREET, WESTMINSTER, LONDON, S.W.1, INGLATERRA.
Se publica el 20 de cada mes. Precio, 2 shillings el ejemplar.
Suscripción anual, 24 shillings, franqueo comprendido.

Nuevas observaciones sobre el falso fraguado del cemento.

A CONTINUACIÓN damos una nueva colaboración de Mr. Frederick Whitworth, de Bruselas, sobre el tema del falso fraguado. Su carta anterior fué publicada en el número de Abril de 1930.

Muy Sr. mío: Desearía hacer algunas observaciones acerca del interesantísimo artículo de V. M. Anzlovar, publicado en su número de Abril de 1931, titulado: "La temperatura de los molinos y el tiempo de fraguado de los cementos." En primer lugar, Mr. Anzlovar confirma el hecho, referido ya por muchos otros investigadores, de que algunos cementos, que de ordinario contienen dosis de yeso inferiores a las usuales, conservados en determinadas condiciones de almacenaje adquieren características de fraguado rápido. Se ha visto, además, que aireando convenientemente tales cementos, se les devuelve su tiempo de fraguado normal; he tenido numerosas ocasiones de comprobar tales fenómenos.

El fenómeno en cuestión se ha atribuido a la presencia de algo de cal libre, que se carbonata en contacto con el aire y se hace así menos soluble; su influencia sobre el proceso de fraguado queda diferida, dando lugar a plazos de fraguado más rápidos. Aireando el cemento es muy posible que la cal libre se apague, y que alguna parte de los aluminatos altos en cal se hidrate con la humedad del aire, y también que el yeso deshidratado pueda volverse a hidratar parcialmente, con lo cual resultará que el proceso del fraguado será influido de nuevo, retardándose consiguientemente el período de fraguado. Quisiera indicar que algo análogo a esto ocurría con la práctica, que en otra

época estuvo en boga, de inyectar vapor en el molino tubular, con objeto de regularizar el tiempo de fraguado. Se ha afirmado que este proceso reducía la resistencia del cemento, aunque ignoro en qué motivos se basaban para ello.

Mr. Koyanagi afirma que ya no ha experimentado más dificultades debidas al falso fraguado, desde que redujo la dosis de yeso a 0,9-1,2 (medida en equivalentes de SO_3), a pesar de tener elevadas temperaturas en el molino. Mr. Anzlovar afirma resueltamente que esta cantidad de yeso puede resultar inferior a la cantidad óptima, explicando así que tales cementos puedan volverse de fraguado rápido después de un determinado tiempo de almacenaje. De lo que precede parece desprenderse que la cantidad óptima de yeso varía según las diferentes condiciones, aun para un mismo cemento, y que, en realidad, esta cantidad no puede ser fijada de una manera precisa. Me hallo inclinado a creer que, en las condiciones más favorables, bastaría ordinariamente una cantidad mucho menor que la considerada como óptima en general, para hacer que el cemento volviese a tener su fraguado lento.

Sería de interés e importancia para esta discusión conocer exactamente en qué condiciones fueron almacenadas las muestras a que Mr. Anzlovar se refiere, y si tales muestras fueron tomadas de la masa, puedo decir de paso que muchas fábricas han estado durante años fabricando cemento en el que la cantidad de yeso no excedía de 1,2 equivalentes de SO_3 , sin experimentar perturbación alguna cuando tales cementos se usaban después de haber estado almacenados. Estoy convencido de que las pequeñas muestras de laboratorio no siempre maduran en la misma forma y tiempo que el cemento en masa. Quisiera aquí hacer notar, a base de mi experiencia personal, que los únicos cementos que he visto conducirse de esta manera eran cementos fabricados por vía seca, si bien por ahora no veo que esto pueda tener ninguna trascendencia; pero podría ser interesante recoger observaciones de algunos de sus corresponsales. (Los cementos a que me refiero eran de composición perfectamente normal).

Por consiguiente, el problema estriba ahora en saber por qué Mr. Koyanagi no experimentó ya más dificultades con el falso fraguado, una vez que redujo su dosis de yeso, pudiendo yo afirmar que con seguridad no es él solo quien cree que dosis de yeso mayores, combinadas con elevadas temperaturas en el molino, dan lugar a marcados fenómenos de falso fraguado.

Esto no puede explicarse suponiendo que la cantidad de yeso ligeramente mayor absorba el exceso de agua, puesto que estos cementos acusan falso fraguado aun cuando se hallen mezclados con un exceso de agua, mayor que el que sería absorbido por la cantidad adicional de yeso; además, estas masas con falso fraguado acusan inmediatamente en su superficie un exceso de agua, con sólo oprimirlas ligeramente con el dedo. Tampoco puede explicarse atribuyéndolo a una rápida concentración de iones Ca y SO_4 , porque existiendo menos yeso, dicha concentración no podría ser alcanzada fácilmente; por otra parte, tendría probablemente lugar mucho más tarde, suponiendo, como forzosamente hemos de hacerlo, que el yeso estuviese igualmente deshidratado en ambos casos. Tampoco puede atribuirse el fenómeno a una elevación de temperatura, como afirma Mr. Anzlovar; puesto que la elevación de temperatura es ligera, y rara vez he observado un aumento de más de 2 ó 3 grados centígrados durante el falso fraguado; variación que cae perfectamente dentro de los cambios de temperatura del laboratorio.

Ya indiqué anteriormente en esta Revista que el falso fraguado puede muy bien ser causado por parte del yeso, que se deshidrata durante la molturación,

crystaliza en la masa, y los cristales formados se entrelazan con suficiente cohesión para sostener la aguja del ensayo de fraguado, a pesar de que el cemento propiamente dicho continúa efectuando su fraguado normal. Yo quisiera ahora modificar esto añadiendo que es posible que alguno de los compuestos altos en cal ejerza cierta influencia sobre el fraguado, indicando asimismo que estos últimos representan una cantidad muy pequeña, porque, cuando los cementos que han acusado falso fraguado son reamados después del mismo, sin añadir nueva cantidad de agua, no presentan ninguna pérdida de resistencia.

Muchos investigadores han afirmado que hay cementos que adolecen de falso fraguado, que si se amasan de nuevo después de un período bastante considerable, que en algunos casos llega hasta 45 minutos, presentan verdaderos aumentos de resistencia; creo que esto es común a la mayor parte de los cementos. Puede explicarse este último fenómeno mediante la posibilidad de una cierta evaporación del agua de amasado, que hace que en el momento de apisonar en el molde el cemento, éste contenga menor cantidad de agua de la que contenía la pasta primitiva, en cuyas condiciones es posible se manifieste un aumento de resistencia, siempre que el fraguado del cemento no se halle demasiado adelantado. Por otro lado, puede también ser debido al hecho de que el agua haya penetrado más profundamente en las partículas de cemento, y que la capa gelatinosa que las rodea sea más gruesa en el momento en que se introduce el mortero en el molde. Ofrecería gran interés un estudio más completo de este tema, y tal vez se lograría alguna consecuencia importante acerca de los cambios de volumen y de la impermeabilidad del hormigón fraguado.

Supongo aquí y en el resto de esta discusión que la expresión " principio de fraguado " es un punto empírico, útil para los fines de la práctica, pero sin existencia real. Me inclino a creer que el fraguado normal del cemento es probablemente un proceso continuo sin puntos fijos especiales (tales como serían, por ejemplo, los puntos de recalcificación del acero al enfriarse), o bien que, si tales puntos existen, no están en condiciones de ser determinados por medio de los actuales ensayos de fraguado.

Probablemente, la influencia de los compuestos altos en cal, observable de manera más manifiesta en el clinker poco cocido, explica el fenómeno registrado por los señores Anzlovar y Mehta, de que el clinker bien cocido no está sujeto con tanta frecuencia al falso fraguado como el clinker poco cocido. No obstante, muchos clinkers bien cocidos presentan también el falso fraguado cuando la temperatura de molturación es elevada, según se demuestra con el hecho de que los cementos con falso fraguado se han hecho más frecuentes desde que se han vulgarizado los cementos de endurecimiento rápido, así como los que tienen alta dosis de cal; estos cementos necesitan, pues, estar muy bien cocidos para evitar la expansión.

Mr. Mehta refiere un caso de falso fraguado de 10 a 15 minutos, perdiendo luego su cohesión y permitiendo que la aguja del ensayo penetrara totalmente después. En algunas ocasiones, he notado también una debilitación del falso fraguado, cosa que a primera vista podría ser atribuida a los choques o vibraciones recibidos por la masa, que llegasen a perturbar la estructura cristalina; sin embargo, he considerado luego que esto podía explicarse también atribuyéndolo a alguna nueva concentración del líquido que debilitase el enlace entre los cristales. Sería interesante saber cuál es el tanto por ciento de yeso existente y cuáles son las temperaturas de molturación en los casos en que esto ocurre. No fué mi intención significar en mi artículo anterior y al hacer

referencia al de Mr. Anzlover que el retraso del fraguado dependa solamente del SO_3 disuelto en el líquido. El proceso de fraguado del cemento ha sido objeto de infinidad de estudios y de innumerables experimentos, sin que yo sepa que se hayan conseguido opiniones absolutamente unánimes, por lo que no es sorprendente que haya quien considere como incompleta la unión de los componentes ácidos y básicos, y asigne al cemento Portland una composición de gran complejidad.

En vista de la diversidad de observaciones, he llegado a la conclusión de que el falso fraguado del cemento es un proceso distinto, en su mayor parte, del fraguado normal, y que los distintos fenómenos señalados por varios observadores parecen ser muy bien explicados mediante la teoría de una cristalización independiente del yeso deshidratado en el seno del cemento.

Antes de concluir, quisiera hacer las siguientes observaciones sobre el aspecto práctico de la cuestión, tanto desde el punto de vista de la fabricación como del de las aplicaciones y usos:

(1) El falso fraguado no merma en modo alguno la calidad del cemento, y puede ser considerado como inofensivo para los fines prácticos, siempre que se tenga cuidado de procurar que en el momento de colocar en obra el hormigón tenga una consistencia suficientemente plástica para poder rellenar los huecos.

(2) Es imprudente reducir demasiado la dosis de yeso con el fin de eliminar el falso fraguado, ya que esto podría conducir a otras dificultades con el fraguado en cuestión. Basándome en la experiencia puedo indicar que, un 1,5 a 2% de equivalentes de SO_3 bastará para casi todos los cementos.

(3) Es inútil y peligroso intentar eliminar el falso fraguado aumentando la cantidad de yeso (cosa que, según mis noticias, se ha efectuado en algunas ocasiones): el límite de 2,75 de SO_3 de la British Standard no debería nunca ser rebasado.

ANUNCIOS.

Todos los encargos de anuncios en CEMENT AND CEMENT MANUFACTURE deben dirigirse a "Concrete Publications, Limited," 20, Dartmouth Street, London, S.W., Inglaterra.

Todo texto de anuncios debe ser entregado en estas oficinas a mas tardar el día último del mes precedente a la publicación. Si para dicha fecha no se ha recibido un nuevo texto, los editores se reservan el derecho de que no aceptan responsabilidad alguna acerca de su exactitud.

Si los anuncios han de publicarse en mas de un idioma, el anunciante debe suministrar los textos traducidos. Si se desea, los editores se cuidarán de dicho trabajo de traducción, pero solamente en la inteligencia de repetir el texto anterior.

La medición de partículas pequeñas.

por W. L. GADD.

HASTA hace poco tiempo el tamaño de las pequeñas partículas de las materias pulverizadas ha venido expresándose generalmente por la proporción o tanto por ciento de dichas materias que atravesaba determinados tamices, aun cuando en algunas industrias se empleaban aparatos levigadores a base de aire o de líquidos por las dificultades que presenta la fabricación y uso de tamices muy finos.

Se ha reconocido sin embargo, que es necesario algo mas para conocer las dimensiones de las partículas, o por lo menos sus límites, y su tamaño medio. Esto resulta de gran interés en lo referente al cemento Portland dado que el valor o calidad del cemento como material constructivo depende en gran medida de la proporción en que entran en él las partículas mas finas que son las mas activas hidráulicamente, y las que dan origen a las propiedades de fraguado y endurecimiento del material. El clinker de cemento Portland tal como sale del horno rotatorio carece de propiedades hidráulicas y solo después de molido en forma de polvo fino la superficie expuesta al agua, enormemente incrementada permite que las partículas se hidraten en contacto del agua.

La medición precisa de la superficie de materias en polvo es prácticamente imposible por razón de las variadas formas que afectan las partículas procedentes de la molturación y trituración; sin embargo pueden obtenerse cifras comparativas midiendo las dimensiones lineales medias de gran número de partículas. El verdadero diámetro medio de las partículas microscópicas es sumamente difícil de determinar y exige mediciones en las tres dimensiones, siendo difícil además medir el espesor de una partícula en el campo del microscopio con exactitud o aproximación suficiente. La longitud, anchura y espesor o profundidad de las partículas relativamente gruesas pueden ser medidas dándoles la vuelta por medio de pinzas sumamente finas. Gran número de partículas de carbón medidas en esta forma, acusaron diámetros muy semejantes al promedio aritmético obtenido por un método que luego se describirá. Las partículas de una arenilla de cemento de tamaño tal que atraviesan un tamiz de 16 mallas p. cm² y son retenidas por otro de 30 mallas p. cm² resultó que tenían una forma rústicamente elipsoidal y su diámetro medio de $\sqrt[3]{L \times B \times T}$ se comprobó que solo era un 4% menor que el promedio de los diámetros medidos en un determinado plano.

La forma de las partículas microscópicas de carbón o cemento, sin embargo, es completamente diferente de la que presentan las arenillas que acabamos de mencionar; en su mayor parte se trata de laminillas o cintitas, que tienden a descansar por sus caras mas anchas y presentan en general un espesor relativamente muy pequeño. No puede, por consiguiente, aceptarse que la relación hallada en las partículas grandes para la longitud, la anchura y el espesor sirva tambien para determinar las relaciones entre las dimensiones correspondientes a las partículas mas pequeñas. Cuanto precede se refiere a partículas de una dimensión lineal media de 10 a 20 micras. Las partículas mas finas del cemento molido a tipos comerciales son del orden de 1 micra, y la tendencia que presentan es a adquirir una forma casi esférica. Para calcular el diámetro medio de las partículas pequeñas se han empleado diversos medios basados en mediciones lineales, superficiales o de volúmenes, o en el peso de fracciones de partículas de diferentes diámetros. La denominación de diámetro medio o de tamaño medio de las partículas solo puede ser estrictamente aplicada al valor de $\Sigma nd/\Sigma n$.

El método que para obtener este promedio ha adoptado el Research Department of the Associated Portland Cement Manufacturers, Ltd., es el siguiente: El polvo a examinar se extiende ligeramente sobre el porta-objetos del microscopio y se examina con un objetivo de dos tercios o de un sexto, según convenga. El ocular del microscopio se equipa con una escala micrométrica calibrada por medio de un micrómetro en décimas y centésimas de milímetro. Empezando por una de las esquinas del porta-objetos, se van midiendo los diámetros de las partículas únicamente en una sola dirección, prescindiendo de la orientación de las partículas, y según una línea que divida cada partícula en dos áreas aparentemente iguales (véase fig. 1, pág. 763). Una vez realizada esta operación según una línea transversal al porta-objetos, este se desplaza ligeramente y se mide otra línea de partículas procediendo en la misma forma. Usualmente se miden de esta manera de 500 a 1000 partículas y se obtiene el diámetro medio dividiendo la suma de sus medidas por el número de partículas objeto de la medición. Cuando el número de partículas es suficientemente elevado la ley de los promedios compensa sus diferencias de orientación por lo cual dos o mas operadores obtendrán casi exactamente el mismo resultado cuando trabajen sobre diferentes porciones de una misma muestra.

Cuando tienen que ser examinados gran número de polvos (p.ej. polvos finos de cemento) la medición microscópica de las partículas una a una es sumamente pesada y absorbe una cantidad de tiempo considerable. Para remediar este inconveniente se ha inventado un instrumento denominado "obscurómetro," que se halla representado en la fig. 2 (véase pág. 764).

El aparato consiste en un tubo de metal (B) montado en un pie de madera (E) que lleva una pequeña bombilla eléctrica (C) en su base. El tubo (B) tiene una rendija longitudinal con una desviación en ángulo recto en el fondo para alojar el tubo de vidrio (A) que descansa sobre un collar interior. La distancia del fondo del tubo (A) a la bombilla es de unos 10 cm. El tubo medidor (A) es un cilindro de vidrio de 150 mm. de longitud por 20 mm. de diámetro interior, con fondo plano, tallado y pulido, y va equipado con un tubito lateral pequeño que nace junto a su fondo. Está graduado en milímetros de longitud hasta una altura de 10 cm. El frasco (G) es un pequeño frasco aspirador de tipo corriente (de 150 cm³ de capacidad) equipado con un tapón de goma y con un tubo flexible de insuflación (H). Este frasco se encuentra enlazado con el tubito lateral de (A) por medio de un trocito de tubo de goma cerrado por una pinza de resorte (F).

Un volumen definido de polvo se mezcla, agitando bien con un líquido viscoso, y la suspensión así obtenida se vierte en el frasco (G). Este se conecta con el tubo (A), se abre la pinza de resorte, y el líquido se hace pasar suavemente mediante insuflación al tubo (A) por el que va subiendo lentamente. Tan pronto como se ve desaparecer totalmente el filamento de la lámpara (mirando desde arriba hacia el interior de (A)), se cierra la pinza de resorte y se mira la altura de la columna líquida en (A) apreciando las fracciones con una lente. La "suspensión normal" tipo consta de 0,5 gramos de cuarzo finamente molido suspendido en 100 cm³ de solución azucarada transparente (150 g. de azúcar puro de caña en 100 cm³ de H₂O). Puede emplearse como vehículo cualquier líquido transparente capaz de mantener en suspensión las partículas; la solución azucarada es apropiada para partículas de arena, carbón u otras materias que no sean afectadas por el azúcar ni por el agua. El vehículo mas adecuado para el cemento es la parafina viscosa medicinal (de viscosidad extra-elevada, tal como la suministra The British Drug Houses, Ltd.).

Como la "suspensión normal" contiene siempre el volumen tipo de polvo, su peso resulta diferente según el material que se examine. La arena cuarzosa tiene una densidad de 2,65 y el cemento reciente una densidad de 3,15.

Por consiguiente para preparar una "suspensión normal" de cemento el peso de cemento que hay que tomar es:

$$\frac{0,5 \times 3,15}{2,65} = 0,5943 \text{ gramos.}$$

Así pues 0,5943 gramos de cemento reciente suspendidos en 100 cm³ de parafina viscosa transparente es una "suspensión normal" de cemento. Análogamente, una "suspensión normal" de polvo de carbón (densidad 1,40) sería:

$$\frac{0,5 \times 1,4}{2,65} = 0,2641 \text{ gramos en 100 cm}^3 \text{ de líquido.}$$

La suspensión de cemento, carbón y otras partículas es favorecida humedeciendo previamente un poco el polvo con líquidos adecuados antes de agregar

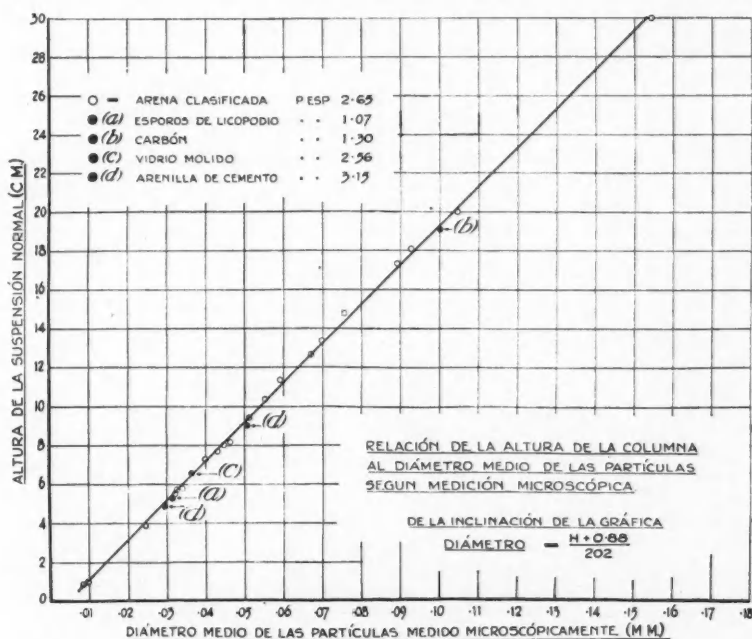


Fig. 3.

el líquido viscoso que hace de vehículo; por ejemplo mojando el cemento con dos o tres gotas de aceite de parafina desecado se favorece la suspensión en la parafina espesa; en cambio el polvo de carbón puede ser humedecido con alcohol antes de mezclarlo con la solución azucarada.

El instrumento trabaja en las condiciones mas favorables cuando la columna del líquido en el tubo (A) se halla comprendida entre 3 y 5 cm.; convendría pues regular la concentración de manera que resultara una columna cuya altura se hallase comprendida entre dichos límites. La "suspensión normal" de partículas muy finas puede dar una altura de obscurecimiento de 1 cm. o menos

en cuyo caso el margen entre la visibilidad y la invisibilidad del filamento es demasiado pequeño para lograr la precisión conveniente. En tales casos se

tomará menos cemento y se preparán suspensiones $\frac{\text{normal}}{2}$, $\frac{\text{normal}}{3}$, o $\frac{\text{normal}}{4}$.

Para partículas mayores, la suspensión de las cuales da una columna de altura superior a 5 cm. pueden usarse suspensiones 2 normales, 3 normales, etc. pero en tales casos la altura de la columna leída en el tubo (A) tiene que ser corregida para referirla a la normal dividiendo en el primer caso y multiplicando en el segundo.

Por ejemplo:

(1) Cemento $\frac{N}{2} \frac{0,5943}{2} = 0,2971$ gramos de cemento en 100 cm³ de parafina espesa.

Altura de obscuridad en el tubo (A) = 2,50 cm.

Corregida a concentración normal = $\frac{2,5}{2} = 1,25$ cm. de altura normal.

(2) Arena $2N = 0,5 \times 2 = 1$ gramo en 100 cm³ de solución azucarada.

Altura de obscuridad de la columna en el tubo (A) = 5,65 cm.
 $5,65 \times 2 = 11,20$ cm. de altura normal.

El diámetro medio de las partículas se encuentra a base de la altura normal de obscuridad de la columna en cm. por medio de la fórmula $\frac{H + 0,88}{202}$ derivada

de la inclinación o pendiente de la gráfica rectilínea que resulta de unir las relaciones H/diámetro. Así, en los ejemplos citados los diámetros del cemento y de la arena serían.

$$(1) H = 1,25 \text{ cm.} \quad \dots \quad \dots \quad \dots \quad \frac{1,25 + 0,88}{202} = 0,0105 \text{ mm.}$$

$$(2) H = 11,20 \text{ cm.} \quad \dots \quad \dots \quad \dots \quad \frac{11,2 + 0,88}{202} = 0,0598 \text{ mm.}$$

Esta fórmula se aplica a materias tan diferentes como el carbón, el cemento, la arena, el vidrio en polvo, y los esporos vegetales. Las indicaciones del instrumento no dependen del brillo de la lámpara (C), que por lo tanto no necesita ser sometida a un calibrado. La temperatura de la parafina u otros medios viscosos que se empleen debe ser de 15 a 18 grados centígrados.

El instrumento, al principio fué calibrado con numerosas muestras de arena cuarzosa molida a diferentes grados de finura, y marcando luego en el gráfico las alturas de obscuridad obtenidas para cada una de las dimensiones lineales medias obtenidas midiendo en cada caso de 1000 a 2000 de tales partículas con el microscopio. La aplicabilidad del instrumento a otras substancias fué también demostrada con muestras de carbón molido, vidrio pulverizado y cemento así como con esporos vegetales.

Del gráfico de la figura 3 (véase pág. 853) resulta que los puntos marcados a base de las observaciones caen todos muy cerca de una línea recta que relaciona las alturas de la suspensión normal con las dimensiones lineales medias de las partículas tal y como resultan de su medición en el microscopio.

El uso del instrumento está limitado por el tamaño de la partícula que pueda ser mantenido todavía en suspensión sin precipitarse en el líquido rápidamente. Por consiguiente no resultará ya adecuado para partículas de cemento mayores que las que retiene el tamiz de 6200 mallas p. cm². Los residuos sobre este tamiz y los tamaños superiores se suelen medir con el microscopio en la forma indicada en la primera parte de este artículo.

Moderna fábrica de cemento Portland en Turquía con hornos verticales de parrilla rotatoria.

Por HORST LAEGER.

El municipio de Ankara (la nueva capital de Turquía) construyó su primera fábrica, de pequeña capacidad, para la producción de cemento, en 1924 a base del sistema de hornos verticales de parrilla rotatoria, y como consecuencia del éxito de esta fábrica se acordó construir una fábrica mayor en Zeytin Burnu, junto al mar y a unos 8 kms. de Istambul. Esta fábrica conocida con el nombre de Türk Cimentosu ve Kireci, fué construida en 1929-30.

A causa de la experiencia hecha con el sistema de hornos verticales en Ankara, se escogió también para la nueva fábrica el horno vertical de parrilla rotatoria. Tanto en Alemania como en otros países hay fábricas cuya producción es de 250 a 300 toneladas diarias que trabajan económicamente a base del sistema de hornos verticales de parrilla rotatoria, menos costoso de construcción y funcionamiento y mas adaptable a las necesidades, por lo que su economía resulta aun mayor en países menos adelantados industrialmente. Las ventajas de este sistema son aun manifestas, segun las condiciones locales, para fábricas de mayores dimensiones, con capacidades de producción del orden de 850 toneladas diarias y aun mayores.

Turquía importa considerables cantidades de cemento todavía; su consumo anual puede ser evaluado por lo menos en 250.000 toneladas. La nueva fábrica de Zeytin Burnu tiene una producción anual de unas 80.000 toneladas.

Por lo favorable de su emplazamiento fué posible introducir en el proyecto del sistema de hornos automaticos verticales, con parrilla rotatoria, los últimos perfeccionamientos de la fabricación del cemento.

Las primeras materias, caliza y arcilla, son conducidas de la cantera a la fábrica por medio de vagonetas de cable a una distancia de unos 2 kms. La piedra caliza es conducida a la trituradora de martillos por medio de un transportador de bandejas y la arcilla a su vez, al cilindro de un aparato cortador de arcilla, que descarga la arcilla ya desintegrada a un transportador de correa que la lleva al secador rotatorio, en tanto que un elevador de canjilones que se encuentra detrás de la trituradora de caliza descarga en un silo, desde el cual la piedra pasa luego a la entrada del secador de caliza. Los molinos combinados de crudo y de clinker tienen un diámetro de 2,00 m. y una longitud de unos 12 metros; son ambos, molinos "Record" de 3 cámaras, forrados de acero y van apoyados por ambos extremos en cojinetes de muñones. El reductor especial de velocidad y los motores van en un local separado, situado debajo de los silos de alimentación. Los dos molinos están colocados paralelamente y los transportadores están dispuestos de manera que el molino de crudo pueda en un momento dado ser tambien utilizado en la molturación de cemento. Desde el molino de crudo el material molido es conducido a uno de los cuatro silos de crudo, de 1000 toneladas de capacidad cada uno. Los cuatro silos de cemento, son de igual tamaño y se hallan adyacentes; una misma base de hormigón sirve de cimentación para todos estos silos.

Dos elevadores de canjilones y dos transportadores de tornillo encima y debajo de los silos de crudo permiten el llenado simultáneo de un silo, la mezcla del contenido de un segundo silo, y la descarga del contenido de un tercer silo

en el cuenco o recipiente del elevador de canjilones, que recibe también el combustible que llega del silo correspondiente. Para la preparación de la mezcla hay un alimentador de mesa rotatoria para el combustible y un alimentador de tornillo graduable con rebosadero, accionados ambos eléctricamente y controlados por el calcinador desde el extremo superior del horno.

La mezcla ya preparada es conducida por un elevador de canjilones hasta un transportador de mezcla y de humectación, pasando luego por medio de una correa a prensas que se encuentran frente a cada horno. Estas prensas descargan el material comprimido, directamente sobre un aparato distribuidor situado dentro de la caperuza de cada horno. Los hornos de elevada capacidad difieren de los hornos de cuba automáticos de tipo mas antiguo en unos pocos detalles de construcción; en cambio se han conservado en ellos las dimensiones principales. La camisa de plancha de hierro que rodea el horno en toda su altura de 9,30 m. (siendo de unos 2,70 m. su diámetro interior), va forrada unicamente con una sola capa de ladrillos de "dynamidon" y descansa sobre un soporte de hormigón en cuyo interior va montada la parrilla rotatoria situada junto al fondo de la cuba del horno y además todo su mecanismo accionador. Los últimos perfeccionamientos, que aumentan la producción del horno desde unas 40 o 50 toneladas hasta mas de 100 toneladas, consisten en su mayor parte en la mejor distribución del aire circulante insuflado, que en las antiguos hornos se introducía solo sencillamente por debajo de la parrilla rotatoria; en el modelo perfeccionado actual el aire entra parte por debajo de la parrilla y parte por puntos situados inmediatamente debajo de la zona de calcinación. La ventaja de un consumo de energía bastante mas reducido se combina con una cocción mas rápida y mas facilmente regulable con lo cual ésta puede ser siempre mantenida en un mismo nivel. La adherencia del material a las paredes del horno y a su forro, se evita gracias al efecto refrigerante que sobre el forro ejerce la atmosfera exterior y que se consigue por medio de la camisa de dobles paredes que rodea la zona de cocción y a través de la cual tiene que pasar el aire antes de ser introducido en el horno por los orificios que hay inmediatamente debajo de la zona de cocción. Esta disposición mejora también el consumo de calor en el proceso de cocción absorbiendo un calor que de otra manera se perdería por radiación y volviéndolo a introducir en el horno. En esta forma se ha logrado que en un periodo de marcha de seis meses en Zeytin Burnu se haya logrado un consumo, de antracita de 7000 calorías, inferior al 17 por ciento de la producción de clinker, o sea una proporción de 1 : 6.

Hay dos ventiladores para cada horno, destinados a suministrar el aire a presión; ambos van montados al nivel del suelo y se hallan accionados por motores directamente acoplados. La construcción y el tamaño de estos ventiladores son de gran importancia, porque el volumen interior del horno ha seguido siendo casi igual al de los modelos mas antiguos, pero la velocidad del material que pasa a través del horno, ha resultado mas que duplicada, acelerando igualmente el proceso de cocción.

La parrilla rotatoria está tambien accionada por un motor directamente acoplado con interposición de un reductor de engranajes formado por un tornillo sin fin y cuatro marchas diferentes para ajustar la velocidad de rotación. El aparato descargarador que en su forma perfeccionada actual está formado por tres canjilones esféricos, que funcionan sucesivamente en una caja de fundición, se halla también accionado por un motor directamente acoplado. El clinker cae en una cavidad frente a los hornos; de ella es recogido y transportado a la reserva de clinker. La reserva de clinker forma parte de un local de almacén cubierto parcialmente y adosado a otras edificaciones. Se consigue así un almacén para la reserva de primeras materias y para el clinker que permite un

manejo de estos materiales, fácil y económico. Este método de almacenar los materiales es una de las características de todas las fábricas de hornos verticales de parrilla rotatoria. El largo almacén puede ser servido por una grúa puente o bien, como en el caso presente, por medio de un sistema de monocarril eléctrico, requiriendo únicamente un hombre para el manejo de todos los aparatos transportadores. En uno de los extremos debe almacenarse el carbón para los secadores rotatorios. Sigue después la reserva de la antracita, que hay que transportar luego a una tolva de alimentación que hace el servicio de los hornos. Junto a esta última reserva está la de clinker de cuya cavidad se extrae éste por medio de una cuchara prensora automática que lo distribuye por todo el almacén, y al mismo tiempo vuelve a recoger el clinker ya reposado para llevarlo, de la misma manera a la tolva o depósito de alimentación al servicio del molino de clinker. La capacidad de servicio de esa cuchara es tal que dichas operaciones pueden ser efectuadas sucesivamente. Las capacidades de los silos están calculadas en forma tal que siempre se disponga en cada punto de una reserva adecuada para el caso en que tuviera que ser parado el sistema de transporte desde el almacén a la fábrica; entre los hornos hay un elevador de canchales destinado a recoger el clinker que luego por medio de un tubo oscilante de descarga puede ser repartido sobre parte del almacén de clinker.

La sección de ensacado se halla equipada con ensacadoras automáticas y maquinaria pesadora para ser usada, tanto con sacos de yute como con sacos de papel.

El mercado principal de la fábrica de cemento se halla en las inmediaciones y gran parte de la producción se despacha directamente a los consumidores a los que se lleva por medio de camiones; la fábrica se halla asimismo favorablemente situada para las otras clases de transporte, ya que dispone de enlaces directos con el mar y con el ferrocarril.

Casi todos los mecanismos van accionados por medio de motores independientes directamente acoplados, habiéndose procurado reducir al mínimo el número o variedad de motores. Los alimentadores, elevadores y transportadores son también todos del mismo tipo. Se ha previsto la ampliación de la fábrica, en parte por lo menos sin necesidad de nuevas construcciones en todas sus secciones. La ampliación de algunas de éstas puede llevarse a cabo directamente con locales adosados a los actuales.

Los dos hornos, durante los seis primeros meses de su funcionamiento produjeron de 260 a 270 toneladas diarias. El molino "Record" de crudo se asegura que ha producido hasta 26 toneladas por hora, con un 3% de residuo sobre el tamiz de 4900 mallas por cm. cuadrado, en tanto que el molino de cemento ha acusado una producción de 17 toneladas por hora con un 6% de residuo sobre el tamiz de 4900 mallas por cm. cuadrado. El consumo medio total de energía viene a resultar de unos 79 kW-hora por tonelada de cemento acabado. A los nueve meses de haberse empezado la construcción de la fábrica ésta se hallaba completamente acabada y desde entonces ha seguido funcionando sin interrupción.

Toda la fábrica fué construída según proyecto de la Sociedad Curt von Grueber Maschinenbau A.G., de Berlín, que no solo suministró y montó la maquinaria de fabricar cemento sino también la totalidad de las estructuras constructivas de acero, silos, cubiertas, etc. El coste total de la fábrica lista y a punto de funcionar, sin las instalaciones de la cantera ni el valor del solar y terreno de aquella, se eleva a unas 62,50 ptas. por tonelada de producción diaria o sea en total unos 5 millones de pesetas. Dejando aparte el personal de canteras y de la sección de ensacado y expedición, solo se requieren de diez a doce obreros por cada turno.

La fig. 1 (pág. 768) es una vista general de la fábrica; la fig. 2 (pág. 769) representa una planta y una sección longitudinal: a, trituradora; b, desintegradora de arcilla; c, secador; d, silo de alimentación de carbón; e, silos de alimentación de piedra caliza y arcilla; f, molino combinado de crudo; g, silos de crudo; h, silo de cok; i, hornos verticales de parrilla rotatoria; k, ventiladores de alta presión; l, reserva de carbón, clinker y yeso; m, silo de clinker; n, silos de clinker y yeso; o, molino combinado de clinker; p, silos de cemento; q, local de envasado. La fig. 3 (véase pág. 770) transportador de cable desde la cantera; fig. 4 (véase pág. 770) instalación desintegradora de arcilla; fig. 5 (véase pág. 771) molinos combinados; fig. 6 (véase pág. 772) prensas sobre los hornos; fig. 7 (véase pág. 772) equipo de descarga y ventilador; fig. 8 (véase pág. 773) reserva de clinker, yeso y carbón; fig. 9 (véase pág. 774) monocarril eléctrico; fig. 10 (véase pág. 775) local de envasado.

Estudio Comparativo de la industria del cemento en los Estados Unidos de America, Canadá, y el Reino Unido.—VI.

por HAL GUTTERIDGE.

El horno.

El horno es, probablemente, lo que de toda la instalación de una fábrica de cemento es más susceptible de perfeccionamiento; pasaremos revista, por consiguiente, a lo que se ha hecho en esta materia en los tres países que estamos estudiando, así como a lo que queda por hacer todavía, y examinaremos cuáles han sido las orientaciones seguidas.

La orientación más importante ha sido la de perseguir una combustión más completa del combustible, sea éste carbón, gas o petróleo. Los perfeccionamientos que en este sentido se han hecho en el caso de quemarse carbón han sido aumentar la finura de la pulverización del mismo y la regularidad de su llegada al horno, consecuencia todo ello de un mayor perfeccionamiento de los aparatos pulverizadores. De los dos sistemas de aparatos de pulverización usados en combinación con los hornos rotatorios (y que son: el sistema central, en el cual el carbón se pulveriza en una máquina independiente, y el producto se lleva en masa a las tolvas o silos de alimentación del horno; y el sistema unitario, en el que la máquina pulverizadora va colocada en la misma plataforma del calcinador e inyecta directamente en el horno), el primero tiene más aceptación en los Estados Unidos y en el Canadá; en cambio, en el Reino Unido se emplea casi exclusivamente el sistema unitario. La fig. 1 (pág. 776) representa un pulverizador de carbón Clarke, Chapman, unitario, de husillo horizontal.

En el sistema central, el principal perfeccionamiento reside en el tipo de pulverizador usado. El refino tubular antiguamente usado tenía los inconvenientes de que el carbón debía prepararse previamente en una trituradora, antes de su entrada en el refino, su rendimiento por metro cuadrado de espacio ocupado en la fábrica era bajo, y el carbón no quedaba pulverizado a una finura uniforme. En cambio, la fatiga y desgaste del refino tubular eran muy escasos y la garantía que ofrecía respecto de la continuidad del servicio era sumamente elevada. El tipo más moderno de molino es el de husillo vertical u horizontal, y de sistema centrífugo; funciona a elevada velocidad, mayor que la del refino

tubular, y efectúa la pulverización definitiva en una sola operación. Su producción por metro cuadrado de espacio ocupado en la fábrica es mucho más elevada, y el producto es de finura más uniforme y regular que el producto del molino tubular.

En las máquinas de husillo vertical la pulverización se efectúa por medio de bolas grandes, que ruedan libremente dentro de un anillo estacionario de molturación. Las bolas, en número de 4, van impulsadas por unos topes unidos a brazos horizontales equidistantes, que irradian de un núcleo directamente montado sobre el eje vertical de accionamiento. El molino puede ser del sistema de separación por tamiz o de separación por aire, teniendo ambos exactamente los mismos elementos molturadores, pero difiriendo en los métodos para la extracción del producto acabado. En el molino de tamiz, que se ve en sección en la fig. 2 (pág. 777) (tipo Lehigh, por Babcock & Wilcox, Ltd.), el eje vertical lleva rígidamente enlazados dos ventiladores. El ventilador superior hace subir el producto pulverizado desde la zona de molturación, y lo hace pasar a través del tamiz, en tanto que el ventilador inferior lo descarga, extrayéndolo del espacio anular exterior al tamiz, y lo lleva a una boca de salida, situada en el costado del molino. El molino con separación de aire va equipado con un separador interior en la sección alta; este separador deja pasar únicamente el producto finamente pulverizado. Este molino puede disponerse lo mismo para la alimentación directa del mechero que para verter el carbón pulverizado en un depósito. En el primer caso, un ventilador aspirador extrae el producto del molino y lo conduce directamente al mechero. Cuando se trata de llevar el carbón a un silo de almacenaje, la descarga del molino se conecta a un separador de ciclón, de cuyo fondo pasa el carbón pulverizado al silo. Desde la parte alta del ciclón sale un tubo de retorno de aire, que a través de un ventilador va a la entrada de aire del molino, de manera que se forma un circuito continuo de aire, que trabaja en forma cíclica, excepción hecha de una pequeña válvula, que permite mantener el equilibrio conveniente de la presión del aire en el sistema. Cuando se trata del molino de tamiz, es preciso desecar el carbón antes de la entrada del molino; en cambio, con el tipo de separación por aire, la desecación puede ser llevada a cabo dentro del molino, admitiendo en él cierta cantidad de aire o gases calientes. La fig. 2 representa un molino de carbón con tamices, tipo Lehigh.

En el sistema unitario, toda la operación se efectúa en una sola máquina, situada sobre la plataforma del calcinador, y que recibe el carbón, separa de él todas las partículas metálicas y cuerpos extraños de densidad mayor que el carbón, pulveriza y deseca el carbón, e inyecta el carbón pulverizado, junto con la cantidad conveniente de aire caliente primario, directamente en el horno. Hay un tipo de esta máquina, de batidor múltiple, con dispositivo selector para devolver las partículas que exceden de un tamaño previamente establecido al molino, para su ulterior reducción. Para disminuir el grado de humedad del carbón se hace entrar en la máquina aire seco caliente, procedente del enfriador de clinker, que llega a una temperatura de unos 200° C y se pone en contacto con el carbón durante la pulverización. Cada horno lleva su propio pulverizador unitario directamente conectado con él, siendo además corriente disponer una conexión auxiliar a otros pulverizadores de reserva, para el caso de una avería de los que se hallan en servicio, y a fin de que el horno no tenga que parar y pueda ser alimentado temporalmente por ellos.

En la fig. 3 (pág. 779) se ve la disposición general de tres pulverizadores unitarios Edgar Allen, en la plataforma del horno de una fábrica moderna del Reino Unido; existen conductos transversales de enlace entre los aparatos

y los hornos, de manera que el pulverizador núm. 2 se halla de reserva, y puede alimentar, cuando es necesario, lo mismo el horno n^o 1 que el n^o 2.

Otro de los perfeccionamientos relativos a la combustión es el control cada vez mayor que se ejerce sobre la alimentación de combustible en el horno, y sobre el aire necesario para la debida combustión. La importancia que la uniformidad de la alimentación del combustible tiene ha sido reconocida hace relativamente poco tiempo, al comprobar que, sin un control positivo de la alimentación del combustible, no puede ser mantenida una combustión conveniente. Con el sistema central era frecuente considerar como suficiente la extracción del carbón pulverizado de la tolva de alimentación del horno por medio de un tornillo, sin dispositivo alguno para evitar las irregularidades que dan lugar a fluctuaciones en la alimentación, como consecuencia de la llegada intermitente a las tolvas, producida, a su vez, por la irregularidad de funcionamiento de la instalación del carbón, que no permite mantener siempre las tolvas a un nivel constante. Las bóvedas que se forman sobre el tornillo extractor y los orificios o huecos causados por la humedad del carbón, y por la compacidad del material finamente dividido, dan lugar a avalanchas sobre el tornillo, cada vez que el material se desmorona e irrumpe en el alimentador.

En otro tipo de máquina, el alimentador de carbón pulverizado "Bailey," para eliminar esas fluctuaciones en la alimentación, el carbón pulverizado pasa desde el fondo de la tolva a un recipiente rectangular de gran tamaño, cuya abertura es de tales dimensiones que el carbón pulverizado no puede formar bóveda. En el fondo de este departamento un distribuidor rotatorio de dos brazos evita que el carbón se atasque, y asegura el suministro de material suelto por una abertura hacia dos bolsas donde hay una rueda esponjadora, que obliga al carbón a mezclarse con aire. De allí va cayendo en los compartimientos de una rueda alimentadora rotatoria, en la que el carbón vuelve a ser aireado; cada compartimiento es llenado con una cantidad definida de material de densidad uniforme.

Tipos de hornos.

La tendencia moderna en los hornos de los Estados Unidos y del Canadá, y sobre todo en los del Reino Unido, es hacia el horno de una sola pieza, con su enfriador. El primero que de este tipo se instaló en Inglaterra fué montado en 1922 y todavía funciona. En este tipo de horno, el enfriador del clinker está repartido en cierto número de cilindros, generalmente doce, de pequeño diámetro, dispuestos exteriormente y con sus ejes paralelos a la envolvente del horno, alrededor de su extremo de combustión. Estos cilindros van fijos rígidamente al horno y ruedan con él, formando una sola pieza. Una vez el clinker ha pasado por la zona de cocción, cae por su propio peso en los cilindros a medida que éstos van acercándose sucesivamente al punto más bajo, y pasa lentamente a lo largo de cada cilindro, hasta descargar por su extremo opuesto. La fig. 4 (pág. 780) representa un horno de este tipo de la casa F. L. Smidth & Co. El conducto de enlace entre la cubierta del horno y el cilindro enfriador es rígido y hermético al aire, y suele ir forrado con revestimiento renovable; también lleva revestimiento renovable la zona donde el clinker choca al entrar en los cilindros enfriadores. En los cilindros enfriadores, para intensificar el intercambio de calor entre el aire frío que entra y el clinker, es frecuente disponer cadenas en forma de guirnalda, que ayudan a fraccionar el chorro de clinker. Con el mismo objeto existen en algún modelo elevadores en las paredes de la prolongación del horno, cosa que contribuye a remover el clinker y a ponerlo en contacto con el aire, aumentando en dicha forma la cantidad de calor transmitida por el clinker al aire que entra.

Estos elevadores están estudiados de tal manera en su forma y en su posición y tamaño, que no interceptan la vista cuando se quiere examinar la zona de cocción. La fig. 5 (pág. 781) representa un horno "Reflex" Vickers Armstrong con recuperador.

La principal ventaja del horno combinado con el enfriador en una sola pieza sobre el horno y enfriador separados estriba en la gran importancia que tiene para aumentar el control sobre la cantidad de aire que entra, circunstancia que ha hecho posible la adopción de aquel tipo de horno combinado. En el tipo de horno y enfriador separados, el aire para la combustión es una cantidad variable, sobre la cual es muy escaso el control que pueda ejercerse. Este aire entra por el extremo abierto del enfriador, que tiene una superficie de más de 9 metros cuadrados, expuesta a todas las fluctuaciones de las perturbaciones atmosféricas; entra, además, en cantidades variables por la junta existente entre el extremo de alimentación del enfriador y la tolva o conducto de llegada del clinker, así como a través de la junta entre el extremo de combustión del horno y la caperuza del mismo. Ninguna de esas juntas puede ser hermética, y siempre obturará de manera muy deficiente, ya que en ambos casos debe establecerse entre una pieza giratoria y otra fija, en condiciones desfavorables por causa de la elevada temperatura que allí reina.

Con los hornos y enfriadores de tipo separado se usa en el Reino Unido un sistema para controlar algo el aire de la combustión, consistente en cerrar el extremo de salida del enfriador independiente por medio de una caperuza, y luego inyectar el aire en su interior por medio de un ventilador accionado por un motor de velocidad variable. Gracias a este método es posible modificar la cantidad de aire en la forma que se desee, dentro de límites razonablemente próximos, y al mismo tiempo, gracias a la presión que entonces reina en su interior, se evitan las infiltraciones de aire frío por las juntas entre el enfriador, el conducto de llegada del clinker, el horno y su caperuza, y si hay una ligera salida de aire, es siempre en cantidad reducida y en dirección hacia el exterior. Con el régimen de presión constante en el interior del horno, se evitan casi totalmente las oleadas y retornos de llama, y predominan condiciones más completas de buena combustión. Este horno rotatorio a presión, fabricado por la casa Edgar Allen & Co., Ltd., está representado en la fig. 6 (pág. 782).

Con el aparato combinado de horno y enfriador, el aire que entra, en lugar de hacerlo por una abertura grande, cosa que da lugar a bajo rendimiento en el intercambio de calor entre el clinker y el aire, se subdivide en gran número de corrientes, de acuerdo con el número de cilindros enfriadores. Esto aumenta el régimen o rapidez del intercambio de calor, como consecuencia del contacto más íntimo y más frecuente entre el aire y el clinker. Además, todo este aire tiene que circular por los cilindros individuales y recorrerlos en toda su longitud, puesto que no hay juntas abiertas entre sus embocaduras y el horno. Con este tipo de enfriador, el control de la cantidad de aire dentro de estrechos límites no ofrece dificultad, y a consecuencia de la disposición de los cilindros, las fluctuaciones de la presión, debidas a la perturbación atmosférica, quedan reducidas a un mínimo.

Estructuralmente, el aparato combinado de horno y enfriador es más sencillo que el tipo de elementos separados. Puede ser colocado al nivel del suelo y no exige cimentaciones muy grandes; el extremo de alimentación queda más bajo y no resulta necesaria la construcción de la cámara de polvo de grandes dimensiones que requiere el modelo de elementos separados. Siendo de una sola pieza, puede ser accionado por un solo punto en lugar que por dos, y se disminuyen considerablemente de esta manera las pérdidas por rozamiento.

La fig. 7 (pág. 783) representa un accionamiento de un horno totalmente cerrado, construido por la casa David Brown and Sons (Huddersfield) Ltd. Es un reductor triple en línea recta, en el cual la primera reducción está formada por ruedas de engranaje cilíndrico, con dientes rectos, la segunda por ruedas de dentado helicoidal, y la reducción final por ruedas con doble dentado helicoidal. En estos aparatos los ejes de los engranajes van montados sobre cojinetes de bolas o rodillos, de manera que las pérdidas de energía se reducen al mínimo, la lubricación de los cojinetes se simplifica, y el régimen de desgaste es mucho menor que con los cojinetes sencillos de bronce liso o revestido de metal blanco, de forma que, además de obtenerse una economía en los gastos de funcionamiento, se reduce también el gasto de conservación.

Cojinetes de rodillos.

Siendo una máquina que funciona 24 horas cada día, el horno ofrece una oportunidad para la aplicación de cojinetes de rodillos, ya que permite realizar el máximo de amortización de su coste inicial. El horno se amolda muy bien a esta disposición, no presentando dificultad alguna de adaptación y no requiriendo alteración alguna del modelo general. Una de las dificultades del funcionamiento del horno estriba en el elevadísimo rozamiento estático que ofrece a la arrancada, cosa que obliga a emplear un electro-motor de modelo especial, cuyas características deben consistir sobretodo en un elevado par de arranque. Con los cojinetes de rodillos esta dificultad se reduce considerablemente. La objeción de que los cojinetes de rodillos junto al extremo de combustión del horno se hallan sometidos a una temperatura elevada, que un cojinete de tipo ordinario puede resistir en mejores condiciones, tiene poca importancia, pues no es difícil proteger el cojinete de rodillos contra el calor radiado, o del origen que sea, a fin de que no sufra deterioro.

En los Estados Unidos hay varios ejemplos de la aplicación de los cojinetes de rodillos a los hornos. En la fábrica de Lehigh Valley (Pennsylvania) el que esto escribe vió hornos de 41 m. de longitud completamente equipados con cojinetes de rodillos que daban resultados plenamente satisfactorios y habían permitido realizar considerables economías de energía. En una fábrica del Illinois, cuyo equipo consiste en dos hornos de 3,4 m. de diámetro por 61 m. de longitud y dos enfriadores de 2,75 m. de diámetro por 30,5 m. de longitud, se montaron en todos los sitios oportunos cojinetes de rodillos Timken, que presentaban varias características interesantes. El horno se halla allí apoyado en cuatro puntos por medio de rodillos con muñones; dos de los apoyos están formados por unas estructuras o pedestales de acero en forma de V invertida y uno de los otros, que además lleva la transmisión de engranajes de accionamiento, es un pilar de hormigón armado. La disposición general es la que se aprecia en la figura 8 (v. pág. 785), fotografía que ha sido suministrada por la British Timken, Ltd. La construcción de los soportes para los muñones y de los rodillos ofrece varias ideas nuevas. Cada muñón consta de un rodillo y un soporte; los rodillos del horno tienen 1,067 m. y los de los enfriadores 0,610 m. de diámetro; los pedestales van provistos de unos pernos ajustables (véase fig. 9, pág. 786) de manera que todo el conjunto puede ser movido longitudinalmente, con objeto de lograr una conveniente adaptación entre la llanta y el rodillo. Los rodillos están montados sobre ejes de 305 mm. de diámetro, apoyados a su vez en cuatro cojinetes de rodillos cónicos, del mismo calibre, situados dos a cada lado del muñón. Sus juegos son ajustables y los conos de apoyo se hallan retenidos sobre el eje por una ancha placa fija con tornillos, que hace, al mismo tiempo, que el conjunto resulte hermético

contra el polvo y casi impermeable al aceite. La lubricación es del tipo de grasa a presión. La fig. 9 (véase pág. 786) indica el detalle de los cojinetes de rodillos y el dispositivo de empuje para el enfriador. Las cargas que gravitan sobre los apoyos son las siguientes: en el horno, la carga sobre cada rodillo es para el horno de unas 40 toneladas y para el enfriador de unas 38 toneladas.

El método de accionamiento, tanto de estos hornos como de los enfriadores, es el mismo en sus principios generales. En ambos casos los motores van directamente acoplados a un reductor triple de engranajes rectos, cuyo piñón de velocidad mínima engrana con la corona dentada grande, montada sobre el horno o el enfriador, dando una reducción total de velocidad de 100:1. En las transmisiones principales, desde el inducido del motor hasta el último de los piñones del reductor, los ejes van montados en cojinetes de rodillos cónicos. En el aparato reductor, los ejes van montados en cojinetes de rodillos sencillos en todos los ejes, excepto en el eje del piñón que engrana con la corona, el cual lleva dos cojinetes en cada extremo. Los cojinetes del extremo del eje del piñón son fijos, mientras que los que van en el extremo de dicho eje correspondiente a los engranajes están montados en un soporte que permite desplazarlos en un plano paralelo al eje, con lo cual se puede corregir la dilatación del eje. La potencia necesaria para accionar cada uno de estos hornos ha sido calculada en 25 C.V.

En el Canadá, en Montreal, los cuatro nuevos grupos de horno y enfriador combinados que se están montando, y que tienen 3,4 m. de diámetro por 110 m. de longitud, están equipados con cojinetes de rodillos.

El uso de cojinetes de rodillos para los molinos trituradores se va extendiendo constantemente tanto en los Estados Unidos, como en el Reino Unido. Estos aparatos requieren potencias muy elevadas, mayores que las requeridas por otras máquinas de las fábricas de cemento; en una fábrica que trabaje con materiales duros, los molinos de crudo y clinker pueden llegar a absorber hasta un 75% de la potencia total requerida por la fábrica entera. La reducción que con los cojinetes de rodillos se obtiene en la potencia requerida, respecto del empleo de cojinetes ordinarios, puede llegar a ser de un 20%. Los detalles de construcción de los cojinetes de rodillos que se aplican a los molinos serán explicados más detenidamente en una sección que publicaremos más tarde con el nombre de "Molturación de clinker."

Alimentación de pasta.

El método usual para introducir la pasta en el horno en los tres países objeto de nuestro estudio, es el sistema del propio peso; esto es, el de cargar continuamente el horno con pasta introducida por un tubo dispuesto casi verticalmente. La pasta, después de entrar por el extremo superior del horno, se subdivide o fracciona parcialmente por medio de un dispositivo (en general) de guirnalda de cadenas, o por placas agitadoras fijas, a modo de escuadras, en la parte interior de la cubierta del horno.

El método del propio peso tiene dos limitaciones diferentes y debidas a su misma naturaleza; la primera estriba en que, permitiendo la entrada en el horno de la totalidad del agua agregada, resulta indispensable imponer al horno la innecesaria obligación de evaporar toda esta agua; y la segunda es la de que la corriente de pasta no puede ser interrumpida debidamente y subdividida en la forma adecuada para que la transmisión de calor de los gases del horno a la pasta se verifique en mayor medida, cosa que exige una reducción de la velocidad con que circula el material por el horno, o bien un aumento de la

temperatura, que permita conservar la misma velocidad de circulación. Como consecuencia de tales limitaciones, hay que quemar más combustible del necesario en el horno, y el rendimiento general baja.

Filtros de pasta.—Para remediar los efectos de la primera limitación, se ha introducido el uso de los filtros, que se han perfeccionado en forma tan satisfactoria que en los Estados Unidos existen ya diecisiete fábricas de cemento en las que se usan filtros para extraer el agua de la pasta. Como hay unas ochenta fábricas en los Estados Unidos en las que se usa la vía húmeda, la aceptación del método de alimentación mencionado por el 20% de las fábricas que emplean dicho proceso refleja su conveniencia para la consecución del fin propuesto. En el Canadá no hay filtros de pasta, como tampoco se emplean en el Reino Unido.

Además de estas ventajas directas de aliviar al horno en la obligación de vaporizar cuando menos la mitad del agua agregada a la pasta, sirve para introducir el material en una forma tal que no se formen bolas o anillos con facilidad, y que el clinker producido sea de menor tamaño, con lo cual se cuece totalmente y bien a temperatura inferior, o viceversa, a la misma temperatura el material puede circular por el horno con mayor rapidez.

De los dos tipos de filtros (de discos y de tambor), los que ordinariamente se usan para extraer el agua de la pasta son los del primer modelo. El tipo o modelo de discos está formado por una serie de ellos dispuestos de manera que puedan girar en un plano vertical, dependiendo el número y tamaño de discos de la cantidad y características del material a filtrar. Cada disco está hecho con varios sectores de una madera especial dura, con profundas acanaladuras en ambas caras, cubiertos totalmente con una funda de paño filtrante fino. Los discos van montados sobre un eje horizontal que pasa por sus centros, y están dispuestos sobre un recipiente que contiene la pasta de la que hay que extraer el agua, tal y como se ve en la fotografía de una fábrica montada por la casa Oliver United Filters, Limited (fig. 10, véase pág. 787). Existen dispositivos adecuados para efectuar, sea un vacío parcial, sea una compresión del aire, que se pueden hacer actuar, a través del eje hueco, sobre la parte interior de los sacos o fundas filtrantes. A medida que cada sector se va sumergiendo en la pasta, le va siendo aplicada la depresión producida, lo cual ocasiona una precipitación o depósito de la parte sólida de la pasta, que se amontona sobre la tela del filtro, en tanto que el líquido filtrado es aspirado a través del paño y sale por el eje hueco hacia un desagüe. La fig. 11 (véase pág. 788) indica la vista desde un extremo de un filtro de discos con su accionamiento y tuberías, también de la casa Oliver United Filters, Limited. A medida que el disco va girando y el sector correspondiente va saliendo fuera de la pasta, el vacío que sigue aplicado a su interior continúa aspirando el agua de la porción de pasta adherida, en una medida que depende de las características del material y del grado de vacío aplicado. La pasta desecada adherida se desprende del sector en movimiento al interrumpirse la acción del vacío e introducir aire a presión poco elevada por la misma vía: éste hincha la funda y hace que la pasta desecada se desprenda por sí misma, o bien se suelte lo suficiente para permitir separarla con facilidad por medios mecánicos. El ciclo de operaciones vuelve entonces a empezar de nuevo.

Para hacer más efectiva la separación de la pasta desecada del paño de los filtros, se dispone un rodillo estriado en contacto con la masa de pasta del filtro, según la línea de descarga, bastando el aumento de tracción que la adherencia con el rodillo produce para que la totalidad de dicha masa se separe

de la tela del filtro. En la fig. 12 (véase pág. 789) se representa una vista detallada de la disposición de dicho rodillo. La pasta descargada cae sobre un transportador de correa que circula por debajo del filtro, y la lleva a la tolva de alimentación del horno, desde donde es inyectada en éste por el sistema ordinario de un tornillo con doble forro de agua. En una fábrica de Pennsylvania, en que se usa caliza dura, el que esto escribe examinó un reciente perfeccionamiento del sistema de introducción de la pasta en el horno, en el que se habían abierto unas rendijas en sentido diagonal, de unos 25 cm. de anchura y unos 50 cm. de longitud, todo alrededor de la envolvente, a unos 180 cm. del extremo de alimentación. A través de estas rendijas la pasta caía en el interior del horno, donde existían dispositivos adecuados para hacer que siguiese su curso de avance a lo largo del horno. Para desmenuzar la masa de la pasta, se usan elevadores espirales en una longitud de 6 m., y 6 hileras de elevadores horizontales de 250 mm. de altura, en una longitud de 5,50 m.

Entre las primeras materias ordinariamente usadas en la fabricación del cemento, hay una gran diferencia en lo relativo a su aptitud para ceder el agua con ellas mezclada bajo la acción del vacío. De esos materiales, el que mejor filtra es probablemente la escoria granulada, que requiere, por consiguiente, una superficie mínima de filtración, debido a que no contiene materia coloide alguna, y como consecuencia de ello no tiene tendencia a obstruir el filtro. Las calizas cristalinas son también adecuadas a una fácil extracción del agua, pero cuando la caliza contiene algo de materia arcillosa se necesita una mayor superficie filtrante para producir la misma cantidad que se producía con la filtración de escorias o de caliza cristalina. La presencia de esquistos en la pasta retrasa la filtración, por tratarse en realidad de una verdadera arcilla endurecida y compacta. Cuando las primeras materias empleadas son la caliza y la arcilla, suele ser necesario aumentar la superficie filtrante, como consecuencia de que la arcilla tiene como propiedad característica la de retener tenazmente el agua. La arcilla se encuentra ordinariamente en estado de subdivisión muy fina, que obtura los poros del paño e impide la libre afluencia del agua a través del mismo. Con una mezcla de marga y arcilla, materiales ambos más o menos coloidales, sucede lo propio; la marga, además, suele contener materia orgánica, que presenta una especial aptitud para retener el agua. Dado que la pasta ordinariamente, a causa de estas propiedades, tiene que contener mayor tanto por ciento de agua, la filtración resulta más ventajosa que de ordinario desde el punto de vista económico.

El rendimiento en la extracción de agua por filtración se aumenta generalmente mediante un aumento de temperatura de los materiales que hay que filtrar, como consecuencia de que la viscosidad de la mayor parte de los líquidos disminuye al aumentar la temperatura. En una máquina que emplea el vacío como medio de extracción del agua, consideraciones de orden práctico limitan este aumento de temperatura hasta un punto en que todavía no se produzca vapor, o bien éste se desprenda en pequeña cantidad, porque, de lo contrario, en presencia del vapor, resulta más difícil mantener un elevado grado de vacío. Cuando se filtra pasta, la temperatura se suele elevar hasta un límite comprendido entre 30 y 50° C. En los Estados Unidos existen ejemplos de instalaciones en que se filtra pasta de caliza y esquistos con 33% de agua, a una temperatura de 30° C., saliendo la pasta desecada con un 17 a un 18% de humedad residual. En otro caso, una pasta compuesta de un 60% de escoria granulada de altos hornos y un 40% de caliza, amasada con un 34% de agua, se hace llegar al filtro a una temperatura de unos 32 a 38° C., saliendo la pasta desecada con una cantidad remanente de humedad del 18 al 19%. Con una pasta de caliza

y marga con un 45% de humedad, la temperatura es mantenida a 50° C., y la pasta descargada conserva un 26% de humedad residual.

Alimentadores de surtidor.—El problema del aumento de rendimiento térmico en todo el proceso que se realiza en el horno ha sido abordado por otro frente, mediante un sistema encaminado a incrementar la rapidez del intercambio de calor entre los gases del horno y la pasta, y que se basa en el hecho de que cuanto mayor es la superficie de contacto entre un líquido y un gas de temperaturas diferentes, tanto mayor será la rapidez o intensidad del intercambio térmico. Para aplicar este principio a un horno de cemento, se ha llevado a la práctica un sistema de alimentación de pasta conocido con el nombre de sistema de surtidores "Rigby." En este sistema, la pasta es introducida en el horno en forma finamente pulverizada, con lo cual presenta a los gases del horno una superficie mucho mayor que la que ofrecería en cualquiera de los sistemas de introducción por peso propio o por filtración. La magnitud aproximada de este aumento de superficie de contacto podrá ser apreciada con una comparación con la pulverización del carbón. 1 cm³ de carbón sólido tiene una superficie total expuesta de 6 cm², pero cuando se pulveriza a una finura tal que, a través del tamiz de 6200 mallas por cm², pase un 85% a un 90% de su masa, el número de partículas que contiene un centímetro cúbico de carbón pulverizado, es de unos 6.000.000, con una superficie total expuesta de unos 2000 cm², o 0,2 m². El aumento obtenido en la superficie expuesta es, por consiguiente, de más de 300 veces. El resultado es que el régimen de intercambio de calor entre los gases del horno a elevada temperatura y la pasta se incrementa considerablemente, cosa que se traduce en un descenso de la temperatura de los gases que salen del horno, del orden de 200° C.

La pasta pulverizada, marchando contra dirección respecto de los gases del horno, produce el lavado de los mismos, y antes de que las partículas caigan al fondo del horno, están ya suficientemente secas para haber perdido su tendencia a aglomerarse. En el sistema por el propio peso, el material entra en el horno en forma de corriente, y si se trata de materias coloidales tiene mucha tendencia a formar bolas de material o anillos de pasta en el interior del horno; ambas formaciones reducen y disminuyen la rapidez de transmisión del calor de los gases a los materiales, y hacen inevitable una disminución de la producción. Con el método de los filtros, la tendencia a que esto ocurra es menor.

En la práctica, la pulverización de la pasta se efectúa por medio de dos o tres boquillas o surtidores, dispuestos de manera que pulvericen y lancen la pasta dentro del extremo frío del horno, según inclinaciones ligeramente divergentes. Estas boquillas son regulables, tanto en lo que se refiere a su dirección como en lo que atañe a la presión, con objeto de poder regular los conos pulverizados en forma que la pulverización no sólo cubra toda la sección transversal del horno, sino que, además, pueda ser distribuida a lo largo del mismo. La figura 13 (véase pág. 790) representa los tubos de enlace con las boquillas de los surtidores. La repartición de la pulverización se halla favorecida por la diferencia de presión entre los chorros, ya que uno de ellos trabaja aproximadamente a 5 kg. por cm², y los otros a una presión ligeramente más baja. De esta manera, el lavado de los gases del horno tiene lugar en dos o tres escalones sucesivos, y en consecuencia queda prolongado.

La pasta, con su dosis normal de agua, es inyectada bajo presión por las boquillas, que están colocadas a cosa de 1,50 m. del extremo del horno, y alojadas en una campana, en forma que se pueda llegar a ellas para su limpieza

desde la parte exterior de la cámara de polvo. Las boquillas están formadas por un orificio de calibre uniforme de pequeño diámetro, en el extremo de descarga, y por un trozo interior cónico, que contiene una pieza independiente con tabiques helicoidales, que hacen que el chorro del surtidor salga girando.

En 1926 fué instalado por primera vez en el Reino Unido el sistema de alimentación por surtidores, patente "Rigby," en una fábrica de cemento. Al principio se observó algún inconveniente, debido a la cantidad excesiva de polvo que salía por la chimenea, pero según se dice, esto ha sido ya remediado, y el hecho es que actualmente hay 13 fábricas de cemento que van por este sistema, en diversas partes del mundo, lo cual indica que el inconveniente del polvo ha quedado ya confinado a un límite que no molesta. De estas instalaciones, están en explotación regular dos en el Reino Unido y otra ocasionalmente cuando se requiere una producción intensa. En los Estados Unidos de Norteamérica este sistema ha sido instalado en 1930 en una fábrica; en cambio, en el Canadá no hay todavía instalaciones de alimentadores de surtidores.

Indudablemente, el principio en que se basa la alimentación por surtidores es acertado, ya que, intensificando el intercambio de calor entre los gases y el material crudo, se aprovecha un tanto por ciento más elevado del calor suministrado al horno (convirtiéndolo en trabajo útil de clinkerización del crudo), de lo que se logra con otros sistemas de alimentación. La pasta se beneficia de aquella cantidad adicional de calor indicada por el descenso de la temperatura de los gases de escape, y esto se traduce en la práctica en un aumento de producción para la misma cantidad de combustible, o en una disminución del consumo de combustible para la misma producción; también pueden obtenerse parcialmente ambas ventajas, según el régimen a que se haga trabajar el horno. Desde el punto de vista de la reducción del coste de explotación de las fábricas existentes, o para proyectar nuevas fábricas, el sistema de alimentación por surtidores representa una valiosa mejora sobre otros sistemas de alimentación de pasta.

Combustible.

Los combustibles usados en los hornos para la fabricación del cemento Portland son el carbón, el petróleo y el gas natural. El carbón es el combustible más generalmente usado (siempre en forma pulverizada), pero también va aumentando el uso del petróleo y del gas.

En los Estados Unidos de Norteamérica se emplean los tres combustibles mencionados, en proporción detallada en la siguiente tabla comparativa, publicada por el Departamento de Comercio Norteamericano, y correspondiente a los años 1927 y 1928.

Combustible.	1927		1928	
	Número de fábricas.	% de producción de cemento.	Número de fábricas.	% de producción de cemento.
Carbón	123	80,4	124	79,5
Petróleo	13	7,3	13	7,4
Gas natural	4	1,8	6	2,8
Carbón y petróleo	2	10,5	3	10,3
Carbón y gas natural	1		3	
Petróleo y gas natural	6		2	
Carbón, petróleo y gas natural	4		4	
	153	100,0	155	100,0

El consumo medio aparente de carbón por tonelada de cemento acabado en los Estados Unidos, teniendo en cuenta tanto las fábricas de vía seca como las de vía húmeda, fué en 1928 de 349,35 kg., en tanto que en 1927 fué de 361,87 kg. Entre las fábricas de vía seca, 64 de ellas dieron en 1928 un promedio de 325,1 kg. de carbón por tonelada, en tanto que en 1927, 65 fábricas lo dieron de 336,8 kg. Entre las fábricas de vía húmeda, 60 de ellas dieron en 1928 un consumo medio de 394,38 kg. de carbón por tonelada, mientras que en 1927, 58 fábricas presentaron un consumo de 385,22 kg. de carbón por tonelada de cemento acabado.

El petróleo como único combustible fué usado en los Estados Unidos en 13 fábricas en 1927, con un consumo medio de 256,1 litros por tonelada de cemento acabado. En las fábricas por vía seca, el consumo fué de 247,2 litros de petróleo por tonelada, y en las fábricas por vía húmeda, de 267,2 litros de petróleo por tonelada. El petróleo simultáneamente con otros combustibles fué usado en 1927 en otras 12 fábricas en 1927, y en otras 10 fábricas en 1928.

El gas natural como combustible único fué usado en 6 fábricas en los Estados Unidos en 1928, en tanto que sólo había sido usado en 4 fábricas en 1927. El consumo medio fué en 1928 de 355 m³ de gas por tonelada, mientras que en 1927 fué de 408 m³. El gas natural junto con otros combustibles fué usado en 1927 en 11 fábricas adicionales y en 1928 en otras 9 fábricas.

En el Canadá, actualmente, el único combustible usado para los hornos es el carbón, pero no parece muy improbable que en un porvenir próximo se pueda adoptar el petróleo con tal finalidad, ya que durante 1930 se han empezado a explotar 37 pozos nuevos de petróleo en la región Oeste. También es están perfeccionando las explotaciones de manantiales de gas natural, existiendo el propósito de canalizar este gas en la región Oeste y perforar nuevos pozos de gas en la zona oriental.

En el Reino Unido el único combustible usado es el carbón.

Instalaciones de recuperación de calor.

Sólo existe un punto de vista desde el cual deba ser estudiado el problema de si ofrecen o no ventajas las instalaciones de recuperación de calor en las fábricas de cemento, y dicho punto de vista es el de la economía. Para todos los efectos prácticos puede prescindirse del efecto (si es que lo hay), sea beneficioso o perjudicial, sobre las propiedades del producto acabado, pues de haberlo, puede sólo proceder de la mayor temperatura promedia del horno, del incremento del tiro, y en el caso usarse carbón pulverizado, de un aumento en la dosis de cenizas depositadas con el clinker.

La reducción de la cantidad de productos residuales, sean de la índole que sean, es un punto que se persigue energicamente en todas las industrias donde existe dura competencia. En la industria del cemento, el producto residual de más importancia es el calor arrastrado por los gases de escape.

Hay dos métodos por los cuales ha sido enfocado con éxito este problema. Tales métodos son diametralmente opuestos entre sí. Uno de ellos consiste en mantener la temperatura de los gases la más alta posible, llegando incluso a aumentarla artificialmente para adaptarse a las condiciones requeridas por una instalación de caldera de recuperación o de gases perdidos, y para luego transformar en la medida de lo posible dicho calor en trabajo útil; el otro método consiste en reducir la cantidad de calor que se escapa del horno hasta un grado en que sería ya antieconómico aprovecharlo en la producción de energía. El

primer método suele revestir la forma de una instalación de recuperación y es lo que suele usarse en los Estados Unidos; el último se traduce en cambio en un aumento de la longitud del horno, práctica que suele seguirse tanto en el Reino Unido como en el Canadá.

Al estudiar si convendrá o no en cada caso la instalación de recuperación del calor de los gases de escape, desde el punto de vista de la economía, no pueden darse reglas seguras de carácter general, ya que las circunstancias y factores que en ello influyen varían considerablemente según las fábricas. Cada proposición tiene que ser siempre examinada teniendo en cuenta las ventajas que puede ofrecer en cada caso. Las circunstancias más favorables para la recuperación serían las de un precio relativamente elevado para la energía que hay que adquirir y un precio relativamente bajo del carbón, sobretudo cuando se emplea el proceso o vía seca.

Los principales factores que hay que tener presentes en cada caso son, entre otros, el coste de primera instalación del sistema de recuperación, comprendiendo calderas, economizadores, ventiladores, generadores, edificios, etc. además de los intereses del capital invertido, depreciación y consiguiente rapidez de amortización de las instalaciones, y el coste del combustible y los gastos de entretenimiento y conservación, por una parte; y por otra el precio a que habría que adquirir la energía de no poderla producir en la misma fábrica.

Otro importante aspecto de la cuestión que tiene que entrar en línea de cuenta es el efecto de la instalación de recuperación sobre la continuidad de funcionamiento de toda la fábrica de cemento, considerada como un todo único. Una instalación adicional constituye una fuente de interrupciones posibles en la continuidad del funcionamiento de la fábrica, y las calderas de gases son un caso especial de dicha categoría por su heterogeneidad o desemejanza, esto es, porque la interrupción o paro de las trituradoras o molinos no acarrea necesariamente la del funcionamiento del horno; en cambio, como la instalación de recuperación se halla íntimamente unida con el horno, sus interrupciones afectan inmediatamente el funcionamiento del horno. En las instalaciones modernas de recuperación las interrupciones son poco frecuentes, siendo usual instalar calderas auxiliares de hogar independiente y fuego directo que puedan encargarse de parte de la carga cuando sobrevienen tales interrupciones. En lugar de las calderas auxiliares puede recurrirse a una conexión con un manantial exterior de energía eléctrica; sin embargo, sea el que sea el dispositivo que se adopte, debe siempre tenerse en cuenta el suplemento de coste necesario.

Si la fábrica de cemento existe ya, y se tiene que estudiar la conveniencia o inconveniencia de instalar la recuperación de calor, entrarán en línea de cuenta además otras consideraciones, y el problema se complicará por las limitaciones que impondrá la parte ya existente de la instalación. Los principales puntos de limitación son el número, tamaño, y posiciones respectivas de los hornos, y las que tienen los extremos de alimentación de los hornos respecto de la chimenea o chimeneas, así como la capacidad de éstas. El proceso seco o húmedo, y el empleo de este último cuando se usan filtros de pasta, son factores importantes de limitación. Si existen muchos hornos de pequeña capacidad, la instalación de la recuperación de calor será mucho más costosa que cuando se trate de la misma capacidad de producción repartida en pocos hornos de gran tamaño. En el primer caso se aumenta considerablemente el número de conductos, registros y anillos de cierre para las juntas, cosa que en definitiva aumenta mucho el coste de las instalaciones.

En las fábricas de cemento es corriente emplear el tiro forzado producido por un ventilador, pero cuando se cuenta nada más que con el tiro natural, la

introducción de un equipo de recuperación de calor con su regulación inducida del tiro es una ventaja que se refleja favorablemente en el funcionamiento del horno. Cuando se trabaja con tiro natural, las variaciones en las condiciones del clima modifican el tiro suficientemente para requerir alteraciones en la entrada de combustible o en la alimentación de crudo, o bien en la velocidad del horno con el fin de mantener una clinkerización eficaz del cemento. Durante esos períodos de acomodación, aun cuando ésta se lleve a cabo por operadores expertos, no es posible mantener una perfecta uniformidad de capacidad, y se producen pérdidas de potencia productiva.

En los Estados Unidos, la primera tentativa o ensayo para la aplicación de una caldera a los gases calientes de escape, se atribuye al Dr. Bachman, de Nazareth, Pa., en 1897; sin embargo, no dió resultado, a causa de la acumulación de polvo en los tubos de la caldera. En 1915 había tres o cuatro instalaciones de recuperación de calor, que en aquella época producían sólo la mitad del vapor necesario para el accionamiento de las fábricas correspondientes. Dicho número aumentó hasta 8 en 1919, hasta 35 en 1924, y al llegar el año 1929 existían ya 57 instalaciones en los Estados Unidos. La proporción de fábricas de cemento de los Estados Unidos que tenían instaladas las centrales de recuperación era, en 1929, por consiguiente una de cada tres. El rendimiento de las instalaciones modernas ha ido aumentando en tal forma, que actualmente pueden ya proporcionar la totalidad de la fuerza necesaria para la fábrica.

La introducción de una instalación de gases en una fábrica de cemento obliga a limitar la longitud del horno, con el fin de armonizar las condiciones necesarias para la caldera y para la conveniente clinkerización del crudo. En las modernas instalaciones de recuperación de calor la longitud máxima de los hornos suele ser de 45,5 m. aun cuando existe un caso excepcional de un horno de más de 53 m. En el Reino Unido y en el Canadá la longitud media de los hornos es de unos 76 m.

Cuando no se emplean las instalaciones de recuperación del calor del gas de escape, hay una marcada tendencia hacia hornos todavía más largos, y por consiguiente hacia temperaturas de escape cada vez más bajas, habiéndose visto ejemplos de funcionar hornos de 122 m. de longitud en el Reino Unido; en el Canadá se están construyendo hornos de 110 m. de longitud. La temperatura de salida de los gases será en estos hornos tan baja, que es improbable que se pueda convertir económicamente en energía utilizable el calor perdido por la chimenea.

Las figs. 14 (véase pág. 791) y 15 (véase pág. 792) son dos vistas de una típica instalación de calderas de recuperación, hecha por la Edge Moor Co.; la fig. 16 (pág. 793) es una fotografía de una caldera de recuperación, de 635 m² de superficie de caldeo, con recalentador adecuado para agregar 140° C. de recalentamiento al vapor producido, y con un economizador Babcock & Wilcox, Ltd.

(Continuará.)

* Los artículos anteriores de esta serie aparecieron en los números de noviembre de 1930, y de enero, febrero y abril de 1931.